



TUGAS AKHIR - TF 091581

# STUDI HAZOP DAN SIL DENGAN METODE LOPA PADA *SUPERHEATER* DAN *BURNER* UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK

HUGO SANCHES  
NRP 2412 100 042

Dosen Pembimbing  
Ir. Ya'umar, MT.

JURUSAN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016



**TUGAS AKHIR - TF 141581**

**STUDI HAZOP DAN SIL DENGAN METODE LOPA  
PADA *SUPERHEATER* DAN *BURNER* UNIT  
AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK**

**HUGO SANCHES  
NRP 2412 100 042**

**Dosen Pembimbing  
Ir. Ya'umar, MT.**

**JURUSAN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016**



FINAL PROJECT - TF 141581

***HAZOP AND SIL STUDY BY LOPA METHOD TO  
SUPERHEATER AND BURNER UNIT AMMONIA  
PT. PETROKIMIA GRESIK***

HUGO SANCHES  
NRP 2412 100 042

Supervisor  
Ir. Ya'umar, MT.

ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT  
Faculty of Industrial Technology  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016

**STUDI HAZOP DAN SIL DENGAN METODE LOPA  
PADA *SUPERHEATER* DAN *BURNER* UNIT AMMONIA  
PT. PETROKIMIA GRESIK**

**TUGAS AKHIR**

**OLEH**

**HUGO SANCHES**  
**NRP. 2412 100 042**

**Surabaya, Juni 2016**

**Mengetahui,  
Dosen Pembimbing**



**Ir. Ya'umar, M.T.**  
**NIP. 19540406 198103 003**

**Menyetujui,  
Ketua Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS**



**Aziz Muhammad Hafid, ST, MSi, Ph.D**  
**NIPN. 19780902 200312 1 002**

**STUDI HAZOP DAN SIL DENGAN METODE LOPA  
PADA *SUPERHEATER* DAN *BURNER* UNIT AMMONIA  
PT. PETROKIMIA GRESIK**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Instrumentasi  
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**HUGO SANCHES**

NRP. 2412 100 042

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Ir. Ya'umar, M.T. ....(Pembimbing)
2. Dr. Ir. Purwadi Agus D, M.Sc. ....(Ketua Penguji)
3. Ir. Matradji, M.T. ....(Penguji I)
4. Dr. Ing. Doty Dewi Risanti, ST, MT ....(Penguji II)

**SURABAYA**  
Juni, 2016

# **STUDI HAZOP DAN SIL DENGAN METODE LOPA PADA *SUPERHEATER* DAN *BURNER* UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Nama Mahasiswa : HUGO SANCHES**  
**NRP : 2412 100 042**  
**Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS**  
**Dosen Pembimbing: Ir. Ya'umar, M.T.**

## **Abstrak**

*Safety* merupakan syarat penting dalam menjalankan kegiatan produksi pada industri. Keamanan dalam pabrik perlu diperhatikan terutama terhadap *node* berbahaya seperti *superheater* dan *burner*. Besarnya risiko bahaya harus diimbangi dengan adanya sistem pengamanan seperti *Safety Instrumented System* (SIS). Sistem pada *superheater* dan *burner* dianalisis bahayanya dengan metode *Hazard and Operability* (HAZOP) serta dihitung tingkat keamanan *Safety Integrity Level* (SIL) melalui metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA). Berdasarkan penelitian yang dilakukan pada tugas akhir ini, *superheater* dan *burner* memiliki tiga kategori resiko diantaranya *high* sebesar 25%, sedangkan hasil yang sama pada kategori *low* dan *medium* sebesar 37,5%. Perhitungan nilai SIL yang telah dilakukan dengan metode LOPA menunjukkan angka SIL 0 untuk *loop* sistem yang mewakili jalannya proses kecuali pada TV-1020 yang bernilai NR (*Not Required*). Rekomendasi yang diberikan untuk meningkatkan nilai SIL atau reduksi resiko maka ditambahkan alarm HH LL pada (XV-1421-A & XV-1241-B), (PV-1018-A & PV-1018-B) dan PV-1013.

**Kata Kunci: *Superheater Burner*, HAZOP, LOPA dan SIL**

**HAZOP AND SIL STUDY BY LOPA METHOD TO  
SUPERHEATER AND BURNER IN AMMONIA UNIT  
PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Name : HUGO SANCHES**  
**NRP : 2412 100 042**  
**Department : Engineering Physics FTI-ITS**  
**Supervisor : Ir. Ya'umar, M.T.**

**Abstract**

*Safety is a important requirement in carrying out production activities in the industry. Safety in the factory need to be considered, especially against malicious nodes such as superheater and burner. The magnitude of the risk of harm must be balanced with the system of safeguards such as safety instrumented system (SIS). So the system in superheater and burner analyzed by the method of Hazard and Operability (HAZOP) and the safety level is calculated Safety Integrity Level (SIL) through the method of Layer of Protection Analysis (LOPA). Based on research conducted in this thesis, superheater and burner has three categories of such high risk by 25%, while the same results in the category of low and medium of 37.5%. SIL value calculation has been done by the method LOPA showed SIL 0 for loop systems that represent the course of the process except the TV-1020 is worth NR (Not Required). Recommendations are given to increase the value of SIL or risk reduction then added LL HH alarm on (XV-1421-A & XV-1241-B), (PV-1018-A and 1018-B PV) and PV-1013.*

**Keywords: Superheater Burner, HAZOP, LOPA and SIL**

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	<b>i</b>
<b>PERNYATAAN PLAGIASI</b> .....	<b>iii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	<b>iv</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>vi</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>vii</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>viii</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>x</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>xii</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	<b>xiv</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Permasalahan .....	2
1.3 Tujuan.....	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Manfaat.....	3
1.6 Sistematika Laporan .....	4
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	<b>5</b>
2.1 <i>Superheater</i> dan <i>Burner</i> .....	5
2.2 <i>Hazard and Operability</i> (HAZOP).....	6
2.3 <i>Control Chart</i> Xbar-S.....	11
2.4 <i>Layer of Protection Analysis</i> (LOPA) .....	12
<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN</b> .....	<b>15</b>
3.1 Diagram Alir Penelitian.....	15
3.2 Tahap-tahap Penelitian .....	16
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN</b> .....	<b>23</b>
4.1 Alur Proses <i>Superheater</i> dan <i>Burner</i> .....	23
4.2 Analisis Potensi Bahaya .....	23
4.3 Analisis Risiko .....	32
4.4 Analisis HAZOP .....	37



4.5 <i>Layer of Protection Analysis (LOPA)</i> .....	37
--	----

<b>BAB V PENUTUP</b> .....	47
----------------------------	----

5.1 Kesimpulan.....	47
---------------------	----

5.2 Saran.....	47
----------------	----

## **DAFTAR PUSTAKA**

**LAMPIRAN A**    *Worksheet HAZOP Superheater dan Burner*

**LAMPIRAN B**    *Data Proses Superheater dan Burner*

**LAMPIRAN C**    *Layer of Protection Analysis (LOPA)*

**LAMPIRAN D**    *Process Chart TI-1336 & FI-1030*

**LAMPIRAN E**    *Data Maintenance*

**LAMPIRAN F**    *Tabel Control Chart Constants*

**LAMPIRAN G**    *P&ID Superheater & Burner*

**LAMPIRAN H**    *Grafik Pengukuran Transmitter Operasi Rata-Rata Harian*

**LAMPIRAN I**    *Lembar Validasi Data Tugas Akhir PT. Petrokimia Gresik*

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1</b>	PFD Steam System .....	5
<b>Gambar 2.2</b>	Lapisan Pertahanan LOPA.....	13
<b>Gambar 3.1</b>	Diagram Alir Penelitian .....	15
<b>Gambar 4.1</b>	P&ID <i>Superheater</i> dan <i>Burner</i> .....	24
<b>Gambar 4.2</b>	Grafik X-bar untuk TT-1005.....	25
<b>Gambar 4.3</b>	Grafik S-bar untuk TT-1005 .....	25
<b>Gambar 4.4</b>	Grafik Trip Pengukuran TT-1005 .....	26
<b>Gambar 4.5</b>	Grafik X-bar untuk PT-1018.....	27
<b>Gambar 4.6</b>	Grafik S-bar untuk PT-1005 .....	28
<b>Gambar 4.7</b>	Grafik X-bar untuk TT-1020.....	29
<b>Gambar 4.8</b>	Grafik S-bar untuk TT-1020 .....	29
<b>Gambar 4.9</b>	Grafik X-bar untuk PT-1013.....	30
<b>Gambar 4.10</b>	Grafik S-bar untuk PT-1013 .....	31

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b>	<i>Guide Words</i> HAZOP .....	8
<b>Tabel 2.2</b>	Parameter Proses Analisis HAZOP .....	9
<b>Tabel 2.3</b>	Kriteria <i>Likelihood</i> PT. Petrokimia Gresik .....	9
<b>Tabel 2.4</b>	Kriteria <i>Consequence</i> PT. Petrokimia Gresik .....	10
<b>Tabel 2.5</b>	Matrik <i>Risk Ranking</i> PT. Petrokimia Gresik.....	11
<b>Tabel 2.6</b>	<i>Safety Integrity Level</i> untuk LOPA.....	14
<b>Tabel 2.7</b>	<i>Target Mitigated Event Likelihood for Safety</i> .....	14
<b>Tabel 3.1</b>	Kriteria <i>Likelihood</i> PT. Petrokimia Gresik .....	16
<b>Tabel 3.2</b>	Kriteria <i>Consequence</i> PT. Petrokimia Gresik .....	17
<b>Tabel 3.3</b>	Matrik <i>Risk Ranking</i> PT. Petrokimia Gresik.....	18
<b>Tabel 4.1</b>	<i>Guidewords</i> dan Deviasi TT-1005.....	26
<b>Tabel 4.2</b>	<i>Guidewords</i> dan Deviasi PT-1018 .....	28
<b>Tabel 4.3</b>	<i>Guidewords</i> dan Deviasi TT-1020.....	30
<b>Tabel 4.4</b>	<i>Guidewords</i> dan Deviasi PT-1013 .....	31
<b>Tabel 4.5</b>	<i>Guidewords</i> Komponen Indickator dan Aktuator .....	31
<b>Tabel 4.6</b>	Kriteria <i>Likelihood Superheater</i> dan <i>Burner</i> .....	33
<b>Tabel 4.7</b>	Kriteria <i>Consequence Superheater</i> dan <i>Burner</i> .....	34
<b>Tabel 4.8</b>	<i>Risk Matrix Superheater</i> dan <i>Burner</i> .....	36
<b>Tabel 4.9</b>	Perhitungan ICL.....	38

## DAFTAR NOTASI

$\lambda$	<i>Failure rate</i>
$\bar{X}$	<i>Rata-rata</i>
$\sigma$	<i>Standar deviasi</i>
$\Sigma$	<i>Enigma</i>
$n$	<i>Banyaknya benda</i>
R	<i>Reliability</i>
HP	<i>High Pressure</i>
MP	<i>Medium Pressure</i>
LW	<i>Low Pressure</i>
BFW	<i>Boiler Feed Water</i>
SIF	<i>Safety Instrumented Function</i>
SIS	<i>Safety Instrumented System</i>
TMEL	<i>Target Mitigated Event Likelihood</i>
IEL	<i>Initiation Event Likelihood</i>
PFD	<i>Probability Failure on Demand</i>
RRF	<i>Risk Ranking Factor</i>
TTF	<i>Time To Failure</i>
TTR	<i>Time To Repair</i>
TBF	<i>Time Between Failure</i>
MTTF	<i>Mean Time To Failure</i>
ICL	<i>Initiation Cause Likelihood</i>
TT	<i>Temperature Transmitter</i>
PT	<i>Pressure Transmitter</i>
FI	<i>Flow Indicator</i>
TI	<i>Temperature Indicator</i>
XV	<i>Solenoid Valve</i>
PV	<i>Pressure Valve</i>
TV	<i>Temperature Valve</i>
PRV	<i>Pressure Relief Valve</i>
UCL	<i>Upper Center Line</i>
CL	<i>Center Line</i>
LCL	<i>Lower Center Line</i>
SP	<i>Set Point</i>

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

PT. Petrokimia Gresik merupakan industri produsen pupuk dimana keberadaanya untuk mendukung program pemerintah dalam rangka meningkatkan produksi pertanian dan ketahanan pangan nasional. Dalam menjalankan produksi industri ini membutuhkan bahan baku utama berupa *ammonia*, *sulfuric acid*, dan *phosphoric acid* dalam pembuatan pupuk.

Pabrik I PT.Petrokimia khususnya bagian *ammonia*, membutuhkan bahan baku utama gas alam dan nitrogen. Terdapat beberapa proses penting dalam tahapan pembuatan *ammonia*. Namun bagian penghasil *steam* merupakan proses vital sebagai penunjang produksi di pabrik I. *Steam* berfungsi sebagai sumber panas untuk *fluid heat exchanger*, *fluid* penggerak *pneumatic control valve*, dll. Adapun tahapan dalam pembuatan *steam* berkualitas tinggi yaitu: *Steam supply*, Deaerasi, *Steam generating*, *Steam separation* dan *Steam superheating*.

Kelima tahapan proses tersebut guna memenuhi kebutuhan *steam* yang terintegrasi pada *steam system*. Proses pembangkitan *steam* diperlukan beberapa peralatan diantaranya, *Heat Exchanger*, *Dearator*, *Superheater* dan *Burner*. Proses pada *superheater* dan *burner* bekerja pada tekanan tinggi 120kg/cm<sup>2</sup> serta temperatur cukup tinggi berkisar 300-515°C. Tercatat sepanjang tahun 2014-2016 terjadi *trip* sebanyak 7 kali untuk pabrik I bagian *ammonia* (PT. Petrokimia Gresik). Salah satu faktor penyebab *trip* diantaranya dikibatkan oleh *superheater* dan *burner* yang gagal menjaga kestabilan pada sistem pengendalian (PT. Petrokimia Gresik).

Terjadinya *trip* pada proses vital tentu saja mengganggu aktifitas produksi dan membuat industri mengalami kerugian.

Sistem pada *superheater* dan *burner* merupakan sistem yang sangat kritis (Goung, 2000). Tekanan kerja dan temperatur yang tinggi semakin memperbesar peluang terjadinya bahaya serta risiko yang diakibatkan cukup serius. Terbukti bahwa instrumen

yang terpasang pada *node superheater* dan *burner* memiliki risiko bahaya yang lebih besar dibandingkan pada *node* yang lain. Untuk instrumen yang diletakkan di keluaran *superheater* dan *burner* memiliki tingkatan bahaya *extreme risk* (Hari, 2014). Ketika mengalami keadaan *out of control* maka diperlukan sebuah analisa pada sistem pengamanan SIS secara menyeluruh pada sistem mengidentifikasi dan mencegah terjadinya keadaan *fail* (Nugrahani, 2012).

Oleh karena itu keamanan dalam *steam system* ini harus diperhatikan karena berpengaruh terhadap kualitas produk *steam*. Selanjutnya risiko ditekan seminimal mungkin melalui kegiatan *preventive maintenance*, kalibrasi dan kegiatan pengurangan risiko yang lain. Analisis bahaya dapat dilakukan dengan metode *Hazard and Operability* (HAZOP).

Dalam HAZOP dapat digunakan untuk memeriksa kondisi proses dengan metodologi identifikasi masalah secara lebih efektif, dapat digunakan untuk identifikasi proses bermasalah dengan tujuan yang lebih luas dan bermanfaat untuk penghematan *cost* jika dilakukan *improvement* aliran proses secara efisien dan mengurangi *shutdown* yang tidak terjadwal. (Hari, 2014) Selanjutnya dilakukan analisis lebih lanjut terkait *Layer Protection* dari susunan sistem dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA).

Tugas akhir ini bertujuan untuk memberikan rekomendasi berdasarkan perhitungan SIL dengan analisis LOPA untuk mencapai keselamatan kerja dari suatu proses industri. Objek yang akan dianalisis terkait nilai *Safety Integrity Level* adalah *superheater* dan *burner* Unit Ammonia PT Petrokimia Gresik.

## 1.2 Permasalahan

Permasalahan yang diangkat dalam Tugas Akhir ini adalah:

1. bagaimana hasil analisis nilai *Hazard and Operability* (HAZOP) pada *Superheater* dan *Burner* Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik?

2. bagaimana hasil analisis nilai *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Superheater* dan *Burner* Unit Ammonia PT Petrokimia Gresik dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA)?
3. apa rekomendasi yang dapat diberikan terkait hasil analisis secara keseluruhan yang telah diperoleh?

### 1.3 Tujuan

Tujuan dilakukan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. mengetahui hasil analisis HAZOP pada *Superheater* dan *Burner* Unit Ammonia PT Petrokimia Gresik.
2. mengetahui nilai *Safety Integrity Level* pada *Superheater* dan *Burner* Unit Ammonia PT Petrokimia Gresik
3. memberikan rekomendasi yang bermanfaat kepada perusahaan terkait dengan kondisi sistem safety yang telah dianalisis.

### 1.4 Batasan Masalah

Untuk menghindari meluasnya permasalahan, maka diperlukan batasan masalah sebagai berikut :

1. *Plant* yang digunakan adalah *Superheater* dan *Burner* Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik.
2. Analisis bahaya pada *Superheater* dan *Burner* menggunakan metode HAZOP.
3. Data yang diambil adalah data *Process Flow Diagram* (PFD), *Piping and Instrument Diagram* (P&ID), data maintenance, data proses serta wawancara dengan operator yang menangani permasalahan yang terkait.
4. Perhitungan *Safety Integrity Level* (SIL) menggunakan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA).

### 1.5 Manfaat

Manfaat dari tugas akhir ini adalah sebagai bahan pertimbangan bagi industri pupuk PT. Petrokimia Gresik Unit Ammonia, khususnya bagi departemen *Safety*, terkait dengan rekomendasi yang akan diberikan diakhir penelitian agar dapat

memberikan sistem *safety* yang lebih baik dan aman sehingga kemungkinan adanya bahaya pada *Superheater* dan *Burner* dapat dikurangi.

## **1.6 Sistematika Laporan**

Sistematika laporan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Bab I Pendahuluan

Berisi tentang latar belakang, permasalahan, tujuan, batasan masalah, manfaat, dan sistematika laporan.

2. Bab II Teori Penunjang

Berisi tentang teori yang berhubungan dengan proses *superheater* dan *burner*, analisis HAZOP, serta perhitungan SIL dengan LOPA.

3. Bab III Metodologi Penelitian

Berisi tentang metode yang digunakan dalam pengerjaan penelitian dan pengolahan data.

4. Bab IV Hasil dan Pembahasan

Berisi tentang evaluasi pengolahan data membuat *worksheet* HAZOP, menghitung nilai SIL, serta rekomendasi dari hasil yang didapatkan.

5. Bab V Penutup

Berisi tentang hasil penelitian, kesimpulan dari penelitian yang telah dilakukan, serta saran sebagai bentuk keberlanjutan dan pengembangan penelitian selanjutnya.

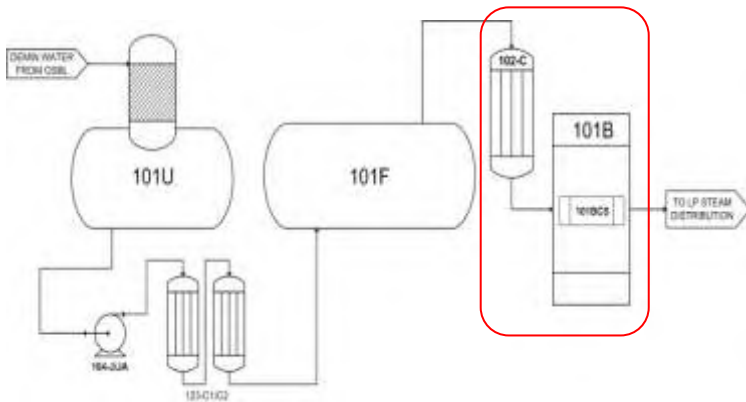


## BAB II

### TEORI PENUNJANG

#### 2.1 *Superheater dan Burner*

Sistem produksi amoniak ditunjang oleh adalah *steam* (uap) panas bertekanan tinggi. *Steam* pada unit produksi amoniak digunakan sebagai penggerak turbin dan kompresor, sebagai sumber panas untuk *heat exchanger*, serta dimanfaatkan untuk instrumen yang menggunakan sistem *pneumatic*. *Steam* diproduksi oleh sistem yang disebut *steam system* seperti pada gambar 2.1. Sistem yang terintegrasi dari beberapa *node* penting seperti *deaerator*, *steam drum*, *heat exchanger*, *superheater* dan *burner*.



**Gambar 2.1.** PFD Steam System

Keterangan :

101U	<i>Deaerator</i>
104-J/JA	<i>HP BFW Pump</i>
123C1/C2	<i>Steam Generator</i>
101F	<i>Steam Drum</i>
102C	<i>HP Steam Superheater</i>
101B	<i>Burner</i>
101BCS	<i>HP Superheat Coil</i>

Pada tugas akhir ini peneliti melakukan analisa lebih dalam pada *superheater* dan *burner*. *Superheater* dan *burner* akan menghasilkan *steam* panas tingkat lanjut yang dibakar langsung melalui media *tube coil* menggunakan bahan bakar gas metana. Sehingga *steam* yang dihasilkan memiliki tekanan sebesar  $\pm 120 \text{ kg/cm}^2$  dan temperaturnya  $\pm 515^\circ\text{C}$ . *Steam* yang diproduksi akan didistribusi dan dimanfaatkan menjadi tiga tingkatan *steam* berdasarkan tekanannya diantaranya:

- a. *High Pressure (HP) Steam*  $\pm 120 \text{ kg/cm}^2$   
HP *Steam* dipergunakan untuk penggerak turbin 101JT dan 103JT. Sumber panas *heater* 173C dan 172C1.
- b. *Medium Pressure (MP) Steam*  $\pm 40 \text{ kg/cm}^2$   
MP *Steam* didapat dari hasil ekstraksi 101JT, 103JT serta suplai dari *Waste Heat Boiler* digunakan untuk pembuatan amoniak, penggerak turbine, dan *reboiler* pada 140C.
- c. *Low Pressure (LP) Steam*  $\pm 4 \text{ kg/cm}^2$   
LP *Steam* diperoleh dari *steam* buangan turbin, *flash* dari *blow down drum* 156F, 157F digunakan untuk penggerak turbin JT, serta *steam service*. (PT. Petrokimia Gresik)

## 2.2 Hazard and Operability (HAZOP)

Merupakan suatu teknik identifikasi dan analisis bahaya yang formal, sistematis, logical, dan terstruktur untuk meninjau suatu proses atau operasi pada sebuah sistem secara otomatis dan menguji potensi deviasi operasi dari kondisi desain yang dapat menimbulkan masalah operasi proses dan bahaya. Skematik ini diselesaikan dengan *guidewords* yang sesuai. (Johnson, 2010)

Analisa hazop mengandung beberapa unsur penting yaitu:

- Proses analisa adalah suatu proses kreatif yang sistematis menggunakan beberapa *guideword* untuk mengidentifikasi penyimpangan yang dapat menjadi potensi bahaya dari desain suatu proses dan menggunakan penyimpangan ini sebagai “*triggering device*” untuk menjadi panduan penganalisa dalam mengidentifikasi potensi bahaya dan efek atau konsekuensi yang mungkin terjadi. *Guide Words* merupakan

kata-kata mudah untuk mengidentifikasi proses bahaya (U.S. Department of Energy, 2004).

- Analisa hazop dilakukan oleh orang-orang yang memiliki dasar dalam proses yang dianalisa dan menggunakan analisa berpikir yang logis dalam setiap pendefinisian potensi bahaya.
- Setiap masalah yang telah selesai diidentifikasi, didokumentasikan dalam suatu tabel *assessment*.

Secara garis besar hazop dijalankan dengan mengikuti prosedur berikut ini:

- a. Pengumpulan gambaran selengkap-lengkapnya setiap proses yang ada dalam sebuah *plant*
- b. Pembagian sistem menjadi beberapa subsistem yang lebih kecil. Tidak ada ketentuan atau prosedur khusus untuk pembagian sistem ini.
- c. Penginvestigasian adanya kemungkinan penyimpangan pada subsistem menggunakan kata kunci atau *guide words* untuk mempermudah proses analisis.
- d. Pengidentifikasian kemungkinan penyebab dari penyimpangan yang terjadi.
- e. Melakukan penilaian terhadap setiap konsekuensi atau efek negatif yang ditimbulkan dari setiap penyimpangan. Ukuran besar kecilnya efek negatif ditentukan berdasarkan keamanan dan keefisienan kondisi operasional *plant* dalam keadaan normal.
- f. Penentuan tindakan proteksi yang sesuai untuk tiap penyimpangan yang terjadi di tiap elemen. Penekanan sistematika pertanyaan pada prosedur hazop nampak pada penggunaan dua kelompok (tingkat) kata kunci, yaitu:
  - Kata kunci primer (*primary keywords*)  
Kata-kata yang bertitik tolak pada tujuan perancangan/ berhubungan dengan kondisi/ parameter sebuah proses. Contohnya: aliran (*flow*), tekanan (*pressure*), suhu (*temperature*), kekentalan (*viscosity*), korosi (*corrosion*), pengikisan (*erosion*), ketinggian (*level*), kepadatan (*density*). pelepasan/ pembebasan (*relief*), pencampuran (*composition*), penambahan (*addition*), reaksi (*reaction*)

- Kata kunci sekunder (*secondary keywords*)  
Kata kunci sekunder pada saat digabungkan dengan sebuah kata kunci primer akan menunjukkan kemungkinan penyimpangan yang bisa terjadi. Contohnya, tidak ada (*no*), berlebihan (*more*), kurang (*less*), berlawanan (*reverse*), sama dengan (*as well as*). (IEC-61882, 2001)

*Guidewords* adalah sebuah kata singkat untuk membuat gambaran dari deviasi. *Guidewords* diterapkan untuk semua parameter dan untuk mengidentifikasi penyimpangan yang tak terduga dan belum kredibel dari desain / proses.

Dibawah ini adalah contoh *Guidewords* dan Parameter proses. Disajikan dalam tabel 2.1. dan 2.2. berikut ini.

**Tabel 2.1.** *Guide Words* HAZOP

<b><i>Guidewords</i></b>	<b><i>Meaning</i></b>
<i>No</i> (not, none)	<i>None of the design intent is achieved</i> ex: No flow when production is expected
<i>More</i> (more of, higher)	<i>Quantitative increase in a parameter</i> ex: Higher temperature than designed
<i>Less</i> (less of, lower)	<i>Quantitative decrease in a parameter</i> ex: Lower pressure than normal
<i>As well as</i> (more than)	<i>An additional activity occurs</i> ex: Other valves closed at the same time (logic fault or human error)
<i>Part of</i>	<i>Only some of the design intention is achieved</i> ex: Only part of the system is shut down
<i>Reverse</i>	<i>Logical opposite of the design intention occurs</i> Ex: Back-flow when the system shuts down
<i>Other than</i> (other)	<i>Complete substitution - another activity takes place</i> ex: Liquids in the gas piping

Sumber: Center for Chemical Process Safety, 2001

**Tabel 2.2.** Parameter Proses Analisis HAZOP

Flow	Time	Frequency	Mixing
Pressure	Compotition	Viscosity	Addition
Temperature	pH	Voltage	Separation
Level	Speed	Information	Reaction

Sumber: *Center for Chemical Process Safety*, 2001

Dalam menganalisis HAZOP terdapat beberapa parameter lain yang menjadi standar dalam menentukan nilai dan tingkatan bahaya setiap komponen. Parameter lain yang digunakan diantaranya *likelihood*, *consequence*, dan *risk matrix*. *Likelihood* merupakan peluang risiko terjadinya bahaya pada komponen. Parameter *likelihood* yang digunakan mengikuti standar kriteria *likelihood* dari Departemen Produksi I PT. Petrokimia Gresik yang dapat dilihat pada tabel 2.3. berikut.

**Tabel 2.3.** Kriteria *Likelihood* PT. Petrokimia Gresik  
(PT. Petrokimia Gresik)

No	Ranking	Deskripsi
1	<i>Brand New Excellent</i>	Risiko jarang sekali muncul frekuensi kejadian kurang dari empat kali dalam 10 tahun
2	<i>Very Good / Good Serviceable</i>	Risiko terjadi 4-6 kali dalam 10 tahun
3	<i>Acceptable</i>	Risiko terjadi anatra 6-8 kali dalam 10 tahun
4	<i>Below Standart / Poor</i>	Risiko terjadi 8-20 kali dalam 10 tahun
5	<i>Bad / Unacceptable</i>	Risiko terjadi 10 kali dalam 10 tahun

Untuk parameter *consequence* menunjukkan tingkat bahaya dampak yang diakibatkan karena adanya risiko penyimpangan dari keadaan yang diinginkan atau operasi yang diluar kendali. Tinjauan yang dilakukan berdasarkan dampak serta pengaruhnya terhadap aktifitas pabrik dan produksi. Standar dalam menentukan

*consequence* mengikuti standar Kriteria *consequences* pabrik I PT. Petrokimia Gresik pada tabel 2.4.

**Tabel 2.4.** Kriteria *Consequence* PT. Petrokimia Gresik  
(PT. Petrokimia Gresik)

No	Ranking	Deskripsi
1	<i>Insignificant</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) tidak berdampak sama sekali, akibatnya tidak signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap terlaksana
2	<i>Minor</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas)berdampak kecil, akibatnya kecil terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap masih terlaksana
3	<i>Moderate</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) berdampak sedang, akibatnya sedang terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap masih terlaksana
4	<i>Major</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) berdampak besar, akibatnya cukup signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, namun aktifitas masih dapat terlaksana walaupun tidak optimal
5	<i>Catastrophic</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) berdampak sangat besar, akibatnya sangat signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tidak dapat terlaksana

Parameter *risk ranking* merupakan hasil kali *likelihood* dan *consequence* kriteria ini ditampilkan pada matrik yang ditampilkan pada tabel 2.5. berikut.

$$\text{Risk} = \text{Consequence}(C) \times \text{Likelihood}(L) \quad (2.1)$$

**Tabel 2.5.** Matrik *Risk Ranking* PT. Petrokimia Gresik  
(PT. Petrokimia Gresik)

<i>Likelihood</i>	<i>Consequence</i>				
	1 <i>Insignificant</i>	2 <i>Minor</i>	3 <i>Moderate</i>	4 <i>Major</i>	5 <i>Catastrophic</i>
1 <i>Brand New Excellent</i>	L1	L2	L3	L4	M5
2 <i>Good</i>	L2	L4	M6	M8	M10
3 <i>Acceptable</i>	L3	M6	M9	M12	H15
4 <i>Poor</i>	L4	M8	M12	H16	H20
5 <i>Unacceptable</i>	M5	H10	H15	H20	H25

Keterangan:

**L** = low risk

**M** = moderate risk

**H** = high risk

### 2.3 Control Chart *Xbar-S*

*Control charts* merupakan salah satu kegiatan statistik proses kontrol untuk mengetahui karakteristik proses yang dikendalikan terhadap periode waktu tertentu. Selain itu juga untuk menentukan batas atas, bawah, dan kendali. Berdasarkan data proses *plant* dapat diketahui apakah proses tersebut dalam *range* kendali atau justru diluar kendali (*out of control*). Pada tugas akhir ini menggunakan *control chart* jenis *X-bar* dan *S-bar* serta batas-batas kendali menggunakan *upper control limits* (UCL)/batas kendali atas, *lower control limits* (LCL)/batas bawah, dan *center line* (CL)/batas tengah. Parameter *control chart* tersebut didapatkan dari perhitungan persamaan dibawah. (Oakland, 2003) Nilai *factor limit* dapat dilihat pada lampiran F.

### *Xbar Chart*

$$CL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} \quad (2.2)$$

$$UCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} + A_3 \bar{S} \quad (2.3)$$

$$LCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} - A_3 \bar{S} \quad (2.4)$$

### *S Chart*

$$CL_{\bar{S}} = \bar{S} \quad (2.5)$$

$$UCL_{\bar{S}} = B_4 \bar{S} \quad (2.6)$$

$$LCL_{\bar{S}} = B_3 \bar{S} \quad (2.7)$$

Dimana

$\bar{\bar{X}}$  = rata-rata data subgrup

$A_3$  = control limit factor (chart average)

$B_3 \& B_4$  = factor for control limits (chart standard deviation)

$\bar{S}$  = standard deviation of subgroup

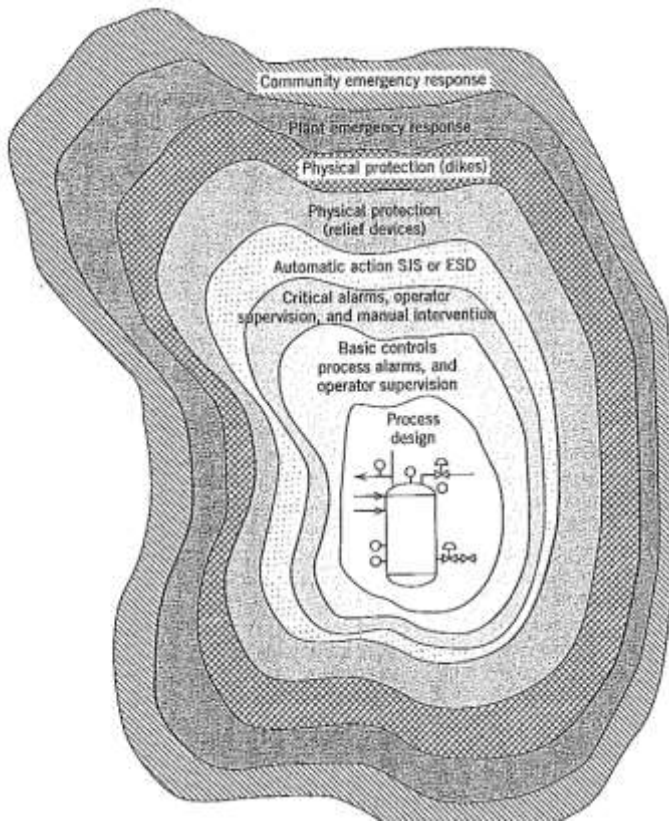
$\bar{\bar{S}}$  = mean of standard deviation subgroup

## **2.4 Layer of Protection Analysis (LOPA)**

LOPA adalah cara untuk mengetahui nilai SIL serta mengevaluasi layer proteksi pada sistem dengan cara melihat *mitigation risk* dari layer proteksi tersebut. (Costa, Pujanto, Biyanto, Musyafa', & Suprijanto, 2015). Setiap daerah akan dibagi menjadi bagian-bagian sistem untuk diidentifikasi bahayanya berdasarkan *Layer of Protection*. Bagian-bagian tersebut antara lain *process design*, *Basic Process Control System* (BPCS), *alarm system*, *Emergency Shutdown System* (ESD), dan juga *passive protection* yang ada pada setiap bagian sistem. Setiap bahaya memiliki probabilitas (*likelihood*) dan konsekuensi (*Impact*) terhadap manusia, asset, lingkungan, serta reputasi sehingga tingkat risikonya dapat diperhitungkan sesuai dengan “Risk Matrix” perusahaan terkait.



Input kunci dari LOPA adalah skenario yang diperoleh dari identifikasi potensi bahaya. Tujuan utama LOPA adalah untuk memastikan bahwa telah ada lapisan perlindungan yang sesuai untuk melawan skenario kecelakaan dan menghitung tingkat keamanan dari lapisan tersebut. Skenario bahaya mungkin saja membutuhkan satu atau lebih lapisan proteksi tergantung pada seberapa kompleks proses yang berjalan serta tingkat keparahan dari bahaya tersebut. Gambaran dari lapisan-lapisan proteksi yang terdapat pada LOPA dapat dilihat pada gambar 2.2.



**Gambar 2.2** Lapisan Pertahanan LOPA  
(*Center for Chemical Process Safety, 2001*)

Pada *Layer of Protection Analysis*, perhitungan nilai SIL dari *Safety Instrumented Function* (SIF) diperoleh dari nilai perbandingan *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL) yang didapatkan dari perhitungan laju kegagalan komponen. Kategori tingkatan dari nilai SIL dapat dilihat pada tabel 2.6.

**Tabel 2.6.** *Safety Integrity Level LOPA (IEC 61511)*

Kategori SIL	PFD	RRF=(1/PFD)
NR	$1 \leq \text{PFD}$	$\text{RRF} \leq 1$
SIL 0	$10^{-1} \leq \text{PFD} < 1$	$1 < \text{RRF} \leq 10$
SIL 1	$10^{-2} \leq \text{PFD} < 10^{-1}$	$10 < \text{RRF} \leq 100$
SIL 2	$10^{-3} \leq \text{PFD} < 10^{-2}$	$100 < \text{RRF} \leq 1.000$
SIL 3	$10^{-4} \leq \text{PFD} < 10^{-3}$	$1.000 < \text{RRF} \leq 10.000$
SIL 4	$10^{-5} \leq \text{PFD} < 10^{-4}$	$10.000 < \text{RRF} \leq 10.000$

Penentuan TMEL disesuaikan dengan tingkat keparahan bahaya dan keamanan yang diharapkan oleh perusahaan. Terdapat standar yang mewakili tingkat keparahan yang telah diterjemahkan kedalam angka TMEL. Penjelasan tingkat keparahan tersebut dapat dilihat pada tabel 2.7.

**Tabel 2.7.** *Target Mitigated Event Likelihood for Safety Hazards*

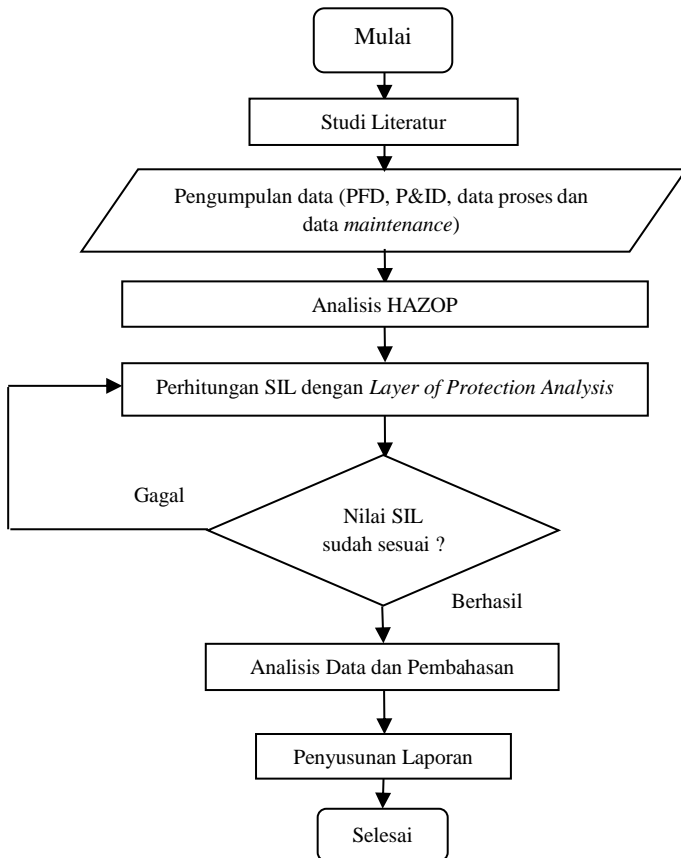
Severity Level	Safety Consequences	TMEL
C <sub>A</sub>	Single first aid injury	$3 \cdot 10^{-2}$ per year
C <sub>B</sub>	Multiple first aid injuries	$3 \cdot 10^{-3}$ per year
C <sub>C</sub>	Single disabling injury or multiple serious injuries	$3 \cdot 10^{-4}$ per year
C <sub>D</sub>	Single on-site fatality	$3 \cdot 10^{-5}$ per year
C <sub>E</sub>	More than one and up to three on-site fatalities	$1 \cdot 10^{-5}$ per year

Sumber : Nordhagen (2007)

## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1 Diagram Alir Penelitian

Penelitian pada tugas akhir ini dirancang dengan beberapa tahapan, dapat dilihat pada diagram alir seperti pada gambar 3.1 berikut.



**Gambar 3. 1** Diagram Alir Penelitian

### 3.2 Tahap-Tahap Penelitian

Tahapan penelitian meliputi beberapa hal diantaranya:

a. Studi Literatur

Studi yang dilakukan dengan mengumpulkan berbagai teori yang dapat menunjang untuk menyelesaikan pengerjaan tugas akhir. Literatur yang digunakan berasal dari berbagai jurnal-jurnal Internasional, Jurnal tugas akhir yang telah dilakukan sebelumnya oleh mahasiswa lain, *manual instruction book* dari tempat pengambilan data dan konsultasi dengan *supervisor* atau *engineer* yang berada di lapangan. Selain itu, dilakukan studi lapangan dimana agar mengetahui kondisi nyata di lapangan, terutama yang berhubungan dengan topik yang diambil dalam tugas akhir.

b. Pengumpulan Data

Pengumpulan data dilakukan dengan mengambil data P&ID, PFD, data proses dan *data maintenance* dari *node superheater* dan *burner*. Pengambilan data dilakukan selama satu bulan pada bulan Maret 2016.

Dalam penentuan HAZOP, data yang digunakan tidak hanya data tertulis namun juga data dari hasil wawancara dengan pihak operator proses. Selain itu, beberapa perusahaan memiliki standar tersendiri untuk menentukan tingkat keparahan dari bahaya yang terjadi pada prosesnya begitu juga dengan probabilitasnya. PT. Petrokimia Gresik adalah salah satu perusahaan yang telah memiliki standar tersebut. Standar *likelihood*, *consequences* dan *risk matrix* dapat dilihat pada tabel 3.1 hingga tabel 3.3.

**Tabel 3.1** Kriteria Likelihood PT. Petrokimia Gresik  
(PT. Petrokimia Gresik)

No	Ranking	Deskripsi
1	<i>Brand New Excellent</i>	Risiko jarang sekali muncul frekuensi kejadian kurang dari empat kali dalam 10 tahun
2	<i>Very Good / Good Serviceable</i>	Risiko terjadi 4-6 kali dalam 10 tahun

**Tabel 3.1** (Lanjutan)

<b>No</b>	<b>Ranking</b>	<b>Deskripsi</b>
<b>3</b>	<i>Acceptable</i>	Risiko terjadi anatra 6-8 kali dalam 10 tahun
<b>4</b>	<i>Below Standart / Poor</i>	Risiko terjadi 8-20 kali dalam 10 tahun
<b>5</b>	<i>Bad / Unacceptable</i>	Risiko terjadi 10 kali dalam 10 tahun

**Tabel 3.2** Kriteria *Consequence* PT. Petrokimia Gresik  
(PT. Petrokimia Gresik)

<b>No</b>	<b>Ranking</b>	<b>Deskripsi</b>
<b>1</b>	<i>Insignificant</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) tidak berdampak sama sekali, akibatnya tidak signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap terlaksana
<b>2</b>	<i>Minor</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas)berdampak kecil, akibatnya kecil terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap masih terlaksana
<b>3</b>	<i>Moderate</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) berdampak sedang, akibatnya sedang terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap masih terlaksana
<b>4</b>	<i>Major</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) berdampak besar, akibatnya cukup signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, namun aktifitas masih dapat terlaksana walaupun tidak optimal
<b>5</b>	<i>Catastrophic</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/objek dalam beraktifitas) berdampak sangat besar, akibatnya sangat signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tidak dapat terlaksana

**Tabel 3.3** Matrik *Risk Ranking* PT. Petrokimia Gresik  
(PT. Petrokimia Gresik)

<i>Likelihood</i>	<b>Consequence</b>				
	<b>1</b> <i>Insignificant</i>	<b>2</b> <i>Minor</i>	<b>3</b> <i>Moderate</i>	<b>4</b> <i>Major</i>	<b>5</b> <i>Catastrophic</i>
<b>1</b> <i>Brand New Excellent</i>	L1	L2	L3	L4	M5
<b>2</b> <i>Good</i>	L2	L4	M6	M8	M10
<b>3</b> <i>Acceptable</i>	L3	M6	M9	M12	H15
<b>4</b> <i>Poor</i>	L4	M8	M12	H16	H20
<b>5</b> <i>Unacceptable</i>	M5	H10	H15	H20	H25

Keterangan:

**L** = low risk

**M** = moderate/medium risk

**H** = high risk

### c. Analisis HAZOP

Analisis *hazard* dikerjakan dengan metode HAZOP (*Hazard and Operability*). Analisis meliputi risiko, peluang bahaya, serta deviasi yang terjadi pada *node superheater* dan *burner* sehingga diketahui nilai resiko berdasarkan keseringan dan konsekuensi yang bisa terjadi. Tahapan dalam melakukan HAZOP diantaranya.

1. Menentukan *node* peninjauan berdasarlan data P&ID. Dalam tugas akhir ini *node* pada sistem adalah *superheater* dan *burner*.
2. Menentukan komponen dan instrument yang digunakan dalam *node* yang mengukur parameter dari proses pada *node superheater* dan *burner* seperti *temperature* dan *pressure*.

3. Menentukan *guideword* yang didapat dari data proses pembacaan *transmitter* dan diplot pada *control chart* untuk mendapatkan deviasi dari pengendalian proses *superheater* dan *burner*.
4. Analisis terhadap *node* untuk penyimpangan yang mungkin terjadi serta sistem pengamanan yang telah ada sudah optimal atau membutuhkan tambahan rekomendasi.
5. Menganalisis konsekuensi yang timbul dari dampak yang diakibatkan karena penyimpangan pengendalian. Standar penentuan konsekuensi mengacu pada standar kriteria *Consequence* PT. Petrokimia Gresik terdapat pada tabel 2.2.
6. Menganalisa komponen *safeguard* pada komponen yang terdapat dalam *node superheater* dan *burner* seperti *control valve*.
7. Menentukan nilai *likelihood* dan *consequences* dari hasil perhitungan pada tabel lalu dikalikan sehingga mendapatkan nilai *risk ranking*.
8. Menganalisa rekomendasi apa yang dibutuhkan pada tiap instrument yang terdapat pada *node superheater* dan *burner*.

d. Perhitungan SIL dengan *Layer of Protection Analysis*

Nilai SIL dihitung dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis*. LOPA melibatkan perhitungan SIL dari keseluruhan evaluasi lapisan proteksi yang telah terpasang. Perbedaan metode ini dengan metode perhitungan SIL yang lainnya adalah adanya pertimbangan terhadap nilai dari *passive protection* serta *additional mitigation* dari bahaya yang muncul. Hal tersebut dinilai sebagai sebuah kelebihan dari metode perhitungan ini. Dalam perhitungan SIL dengan metode LOPA terdapat beberapa langkah-langkah perhitungan sesuai standar yang harus diikuti.

Langkah pertama adalah menentukan nilai *mean time to failure* (MTTF) dari suatu komponen. Persamaan MTTF ditulis sebagai berikut :

$$MTTF = \frac{\sum TTF}{n TTF} \dots\dots\dots (3.1)$$

Selanjutnya dihitung *failure rate* tiap jam dan *failure rate* tiap tahun melalui persamaan 3.2 dan 3.3 berikut :

$$\lambda / jam = \frac{1}{MTTF} \dots\dots\dots (3.2)$$

$$\frac{\lambda}{tahun} = \left( \frac{\lambda}{jam} \right) \times 24 \times 365 \dots\dots\dots (3.3)$$

Langkah ketiga, dihitung nilai *reliability* menggunakan distribusi eksponensial dan serta penentuan nilai ICL melalui persamaan 3.4 dan 3.5 berikut :

$$R = e^{-\lambda t} \dots\dots\dots (3.4)$$

$$ICL = 1 - R \dots\dots\dots (3.5)$$

Berdasarkan standar IEC untuk perhitungan LOPA, nilai PFD untuk *restricted access* meliputi *conditional modifier* seperti *probability of fatal injury* (Ptr), *probability of personal in affected area* (Pp), dan *probability of ignition* (Pi). Nilai *probability of fatal injury* (Ptr) dari proses operasi kontinu adalah 1 sedangkan sistem yang tidak selalu dioperasikan (bongkar muat, *batch proses* dan lain-lain) disesuaikan dengan waktu saat proses dalam mode operasi bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan seperti berikut :

$$P_{tr} = \frac{time\ at\ risk}{total\ time} \dots\dots\dots (3.6)$$

Nilai *probability of personal in affected area* (Pp) terkait dengan adanya waktu personil terpapar atau berada ditempat



bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan dengan persamaan berikut :

$$P_p = \frac{\text{time present to hazard}}{\text{total time}} \dots\dots\dots (3.7)$$

Nilai *probability of ignition* (Pi) merujuk pada kemungkinan adanya pelepasan bahaya berupa minyak tumpah/gas berbahaya yang dapat menyebabkan timbulnya ledakan. Perhitungan akhir merupakan hasil perkalian probabilitas seluruh *protection layers* yang ada dan dapat disimpulkan dengan persamaan dibawah ini :

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr} \dots\dots (3.8)$$

Rasio LOPA atau PFD merupakan perbandingan antara *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL) dan dapat ditulis melalui persamaan:

$$PFD = \frac{TMEL}{IEL} \dots\dots\dots (3.9)$$

e. Analisis Data dan Pembahasan

Tahap ini merupakan tahap akhir yang dilakukan dengan tujuan untuk memberikan rekomendasi dari hasil yang telah dikerjakan dalam tugas akhir. Dalam hal ini, rekomendasi yang akan diberikan adalah terkait peningkatan nilai SIL dari *plant* dengan cara mengevaluasi *Safety Instrumented System* (SIS) dari plan yang sudah dibangun. Bagian akhir dari seluruh analisis adalah dengan memberikan kesimpulan yang dapat menjawab tujuan dan menyelesaikan permasalahan yang diangkat dalam topik tugas akhir ini.

f. Penyusunan Laporan

Penulisan laporan sesuai dengan penelitian serta metodologi yang dilakukan. Serta ditulis hasil analisis yang didapatkan dari penelitian.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB IV**

### **HASIL DAN PEMBAHASAN**

#### **4.1 Alur Proses *Superheater* dan *Burner***

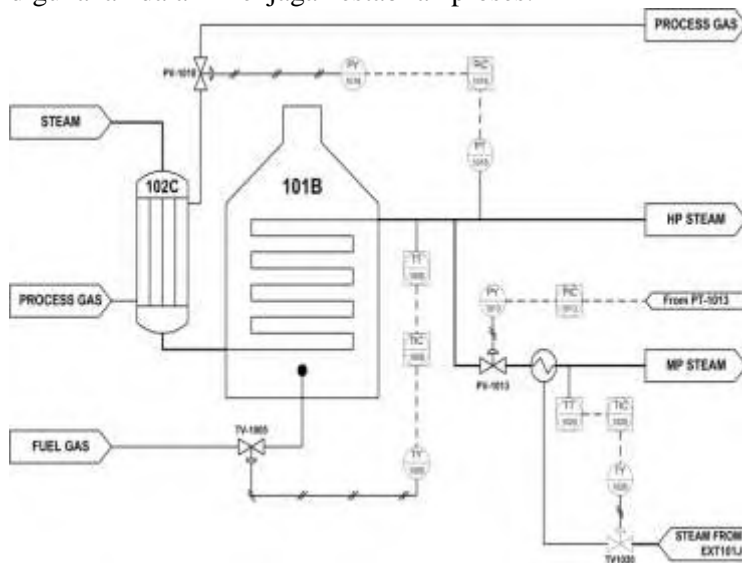
*Steam* sistem adalah unit pada pabrik amoniak yang menghasilkan uap bertekanan tinggi yang selanjutnya dimanfaatkan dalam operasional serta produksi amoniak. Selain itu uap juga dipergunakan sebagai penggerak turbin dan kompresor, sisa ekstraksi uap dari turbin dan kompresor masih dapat dimanfaatkan pada *steam service* serta sumber panas pada penukar panas. Dalam tugas akhir ini penulis melakukan analisis HAZOP serta perhitungan nilai SIL pada *superheater* dan *burner*. Alur produksi *steam* melalui beberapa proses mulai dari deaerasi pada *deaerator* 101U, lanjut pemanasan awal oleh penukar panas pada 123C1/C2, lalu dilakukan pemisahan fase antara uap dan cairan pada steam drum pada 101F, dan untuk menghasilkan uap kering dengan temperature panas tingkat lanjut uap akan dipanaskan di dalam *coil* 101B *primary reformer* yang dibakar secara langsung oleh *superheater* dan *burner*. Produk uap memiliki temperature  $\pm 515^{\circ}\text{C}$  dengan tekanan  $120\text{kg/cm}^2$ . Hasil akhir berupa uap dari proses ini akan didistribusikan pada unit amoniak. Uap akan terdistribusi dalam tiga jenis diantaranya *high pressure* (HP), *medium pressure* (MP) dan *low pressure* (LP). Masing - masing jenis akan dimanfaatkan sesuai dengan kebutuhan sistem pada amoniak. Peran *superheater* dan *burner* menjadi vital karena berhubungan langsung dengan sistem pembakaran serta proses yang menjaga temperatur serta tekanan kerja yang sangat tinggi, sehingga dalam analisis akan fokus pada *node superheater* dan *burner*.

#### **4.2 Analisis Potensi Bahaya**

Sesuai dengan pokok bahasan pada tugas akhir ini yaitu analisis pada *node superheater* dan *burner*. Dalam melakukan analisis menggunakan data yang menjadi acuan pengolahan data berupa data *logsheets* selama 1 tahun pada tahun 2015 yang dapat dilihat pada lampiran B. Dari data *log sheet* yang didapat dari

*process historical database* pada DCS diambil dengan pola data rata-rata tiap jam operasi dari pembacaan empat *transmitter*. Potensi bahaya yang ditimbulkan dapat diketahui berdasarkan tren penyimpangan rata-rata operasi yang ditentukan dengan *guide word* dan dinyatakan dengan deviasi.

*Superheater* dan *burner* dijaga prosesnya menggunakan sistem BPCS yang terdiri atas *loop* pengendalian temperatur dan tekanan. Terdapat 4 *loop* pengendalian diantaranya 2 *loop* pengendalian *temperature* (TT-1005&TT-1020) dan 2 *loop* pengendalian *pressure* (PT-1013&PT-1018). Keempat instrumen masih aktif digunakan dalam menjaga kestabilan proses.

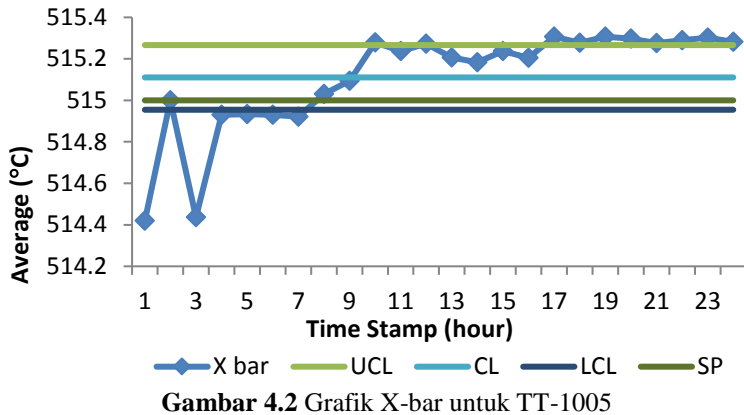


**Gambar 4.1** P&ID *Superheater* dan *Burner*

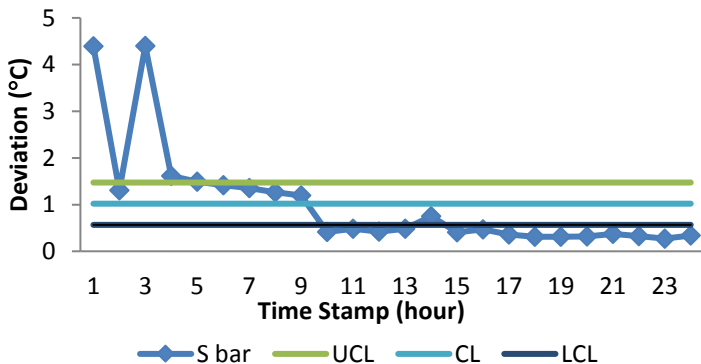
Berdasarkan data *log sheet superheater* dan *burner* dapat diperoleh grafik *control chart* terhadap rata-rata operasi komponen diantaranya:

#### 4.2.1 Temperature Transmitter 1005 (TT-1005)

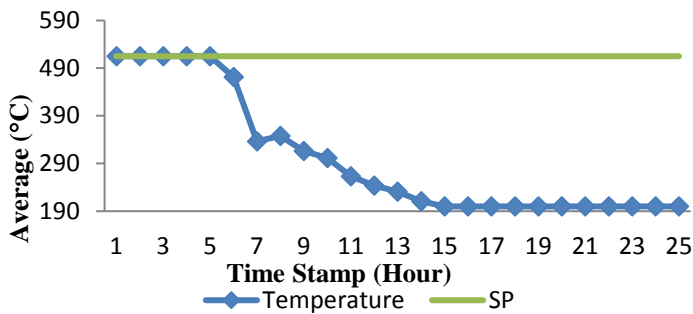
Temperature transmitter 1005 (TT-1005) berfungsi menjaga temperatur keluaran *steam* dari *superheater*. Diperoleh grafik *control chart* deviasi pada gambar 4.2.



Dari grafik gambar 4.2 dapat dijelaskan bahwa operasi tiap jam tidak terlalu jauh dari rata-rata kendali operasi setiap hari. Ada kalanya pada dini hari pukul 00.00-03.00 terdapat fluktuasi penurunan temperatur, dan sebaliknya pada pukul 10.00-13.00 cenderung mengalami peningkatan temperatur diatas rata-rata kendali namun tidak signifikan.



Grafik gambar 4.3 dapat dijelaskan bahwa tren grafik kendali menunjukkan proses dipengaruhi oleh faktor temperatur lingkungan luar. Sehingga deviasi pada pembacaan operasi tiam jam TT-1005 mengalami fluktuatif namun tidak signifikan.



**Gambar 4.4** Grafik Trip Pengukuran TT-1005

Grafik pada gambar 4.4 menunjukkan pengukuran temperatur pada TT-1005 pada rata-rata harian. Pada pada hari ke-29 terjadi *trip* ditunjukkan pada tren grafik yang dibawah rata- rata kendali sebesar 515°C. Hal ini semakin menguatkan argumen bahwa *node* mengalami *trip* ketika gagal mengendalikan proses. Artinya sistem pengendalian gagal menjaga temperatur *steam* keluaran *superheater* dan *burner* sesuai dengan *setpoint* yang ditentukan sehingga SIS bekerja dan menonaktifkan sistem keseluruhan pada kondisi *failsafe* yang dilakukan oleh sistem *layer* pengaman SIS. Maka dari itu *guideword* dan deviasi dari TT-1005 ditunjukkan pada tabel 4.1 dibawah.

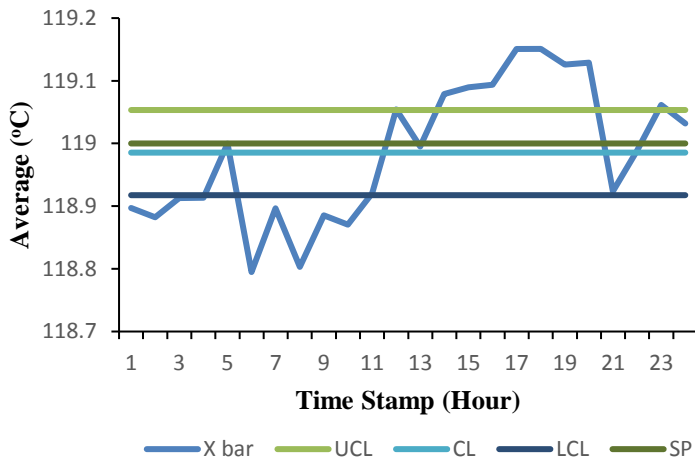
**Tabel 4.1** *Guidewords* dan Deviasi TT-1005

No	Komponen	Deskripsi	Guide word	Deviasi
1	TT1005	Temperature Tranmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature

Untuk grafik harian komponen *transmitter* lain yang menunjukkan kejadian trip dapat disimak pada lampiran H.

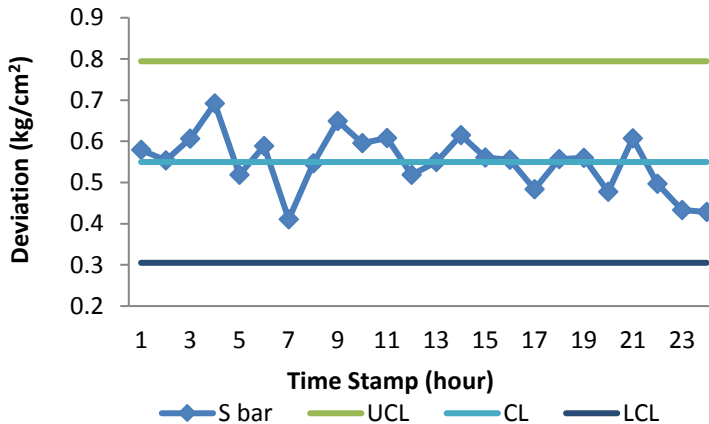
#### 4.2.2 Pressure Transmitter 1018 (PT-1018)

Pressure transmitter 1018 (PT-1018) pada *loop* pengendalian tekanan yang menjaga tekanan keluaran uap dari *superheater*. Sebelum memasuki *burner*, tekanan keluaran dari *superheater* sangat dipengaruhi oleh proses pemanasan awal *steam* menjadi *high pressure steam*. Dari data proses didapatkan grafik *control chart* deviasi pada gambar 4.6 berikut.



**Gambar 4.5** Grafik X-bar untuk PT-1018

Tren grafik pada gambar 4.5 memiliki kecenderungan yang tidak jauh dari rata-rata kendali. Namun data pukul 13.00-19.00 menunjukkan tren tekanan kendali pada kondisi *out of control* dengan *Center Line* X-bar rata-rata 118.9. kondisi ini menunjukkan bahwa tekanan *steam* keluaran *superheater* berada di atas dan dibawah rata-rata operasi dalam satu hari.



**Gambar 4.6** Grafik S-bar untuk PT-1018

Grafik gambar 4.6 menunjukkan bahwa fluktuasi pengendalian tekanan masih dalam batas wajar dan tidak jauh dari *set point* yang telah ditentukan. Sehingga dapat dilakukan analisis terhadap tren grafik proses yang telah dibuat untuk menentukan *guideword* dan deviasi seperti pada tabel 4.2.

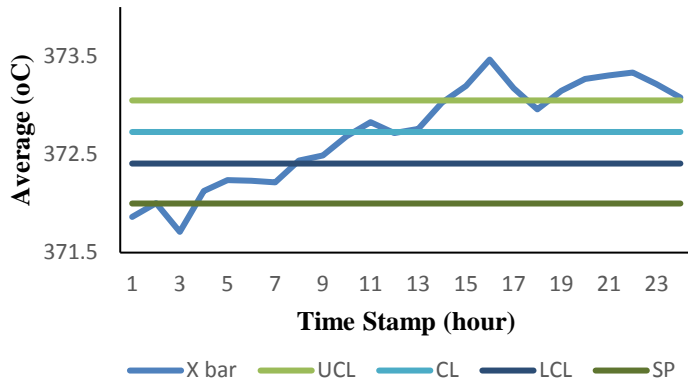
**Tabel 4.2** *Guidewords* dan Deviasi PT-1018

No	Komponen	Deskripsi	Guideword	Deviasi
1	PT1018	Pressure Transmitter	High	High Pressure
			Low	Low Pressure

#### 4.2.3 Temperature Transmitter 1020 (TT-1020)

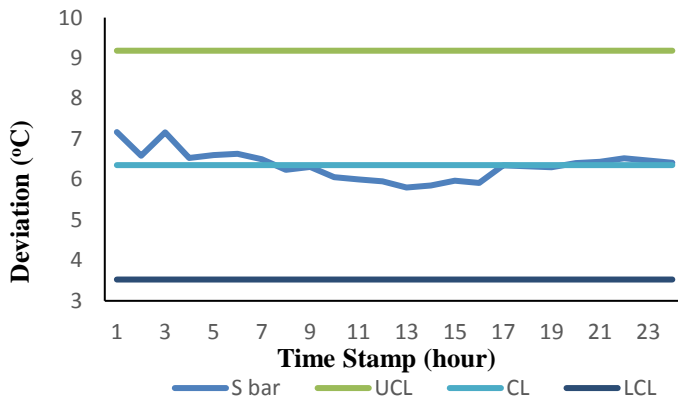
Pendistribusian uap dari *superheater* dan *burner* tidak hanya pada tingkat tekanan tinggi (*High Pressure*) namun juga di tingkatan *medium pressure* yang jalur distribusinya dicabangkan dari line utama HP *steam*. Karena pemanfaatan uap yang berbeda sebelum memasuki sistem distribusi uap tekanan *medium temperature* dikendalikan oleh loop 1020. Dengan menggunakan *temperature transmitter* TT-1020 dapat diperoleh data proses dan berikut grafik *control chart* TT-1020.





**Gambar 4.7** Grafik X-bar untuk TT-1020

Grafik gambar 4.7 dapat dijelaskan bahwa kecenderungan tren grafik berada dibawah LCL pada dini hari sedangkan sebaliknya ketika siang hari akan mengalami selisih 1°C lebih tinggi dibanding dini hari. Hal ini menunjukkan pengaruh eksternal sistem sangat mempengaruhi proses pada uap di dalam.



**Gambar 4.8** Grafik S-bar untuk TT-1020

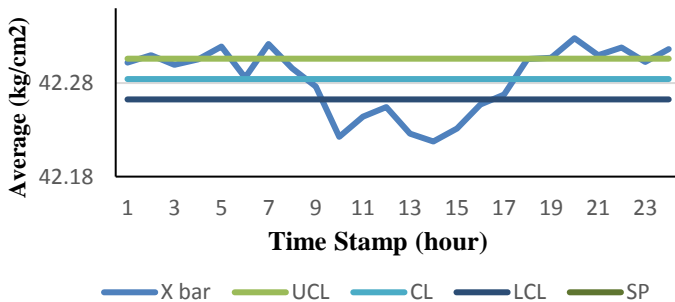
Namun angka simpangan standar deviasi masih terbilang wajar dan tidak jauh selisih angkanya dengan *center line*. Maka dari grafik *control chart* TT-1020 dapat dilakukan penentuan *guide word* dan deviasi pada tabel 4.3.

**Tabel 4.3** *Guidewords dan Deviation TT-1020*

No	Komponen	Deskripsi	Guideword	Deviasi
1	TT1020	<i>Pressure Transmitter</i>	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
			<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>

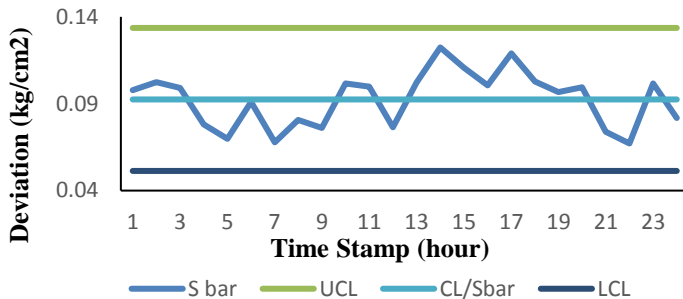
#### 4.2.4 *Pressure Transmitter 1013 (PT-1013)*

*Loop* pengendalian tekanan dengan tag-1013 terletak di percabangan pipa distribusi uap keluaran dari *burner*. Uap dengan tingkat *medium pressure* (MP) dijaga tekanannya di kisaran  $\pm 42$  kg/cm<sup>2</sup> karena pemanfaatan steam yang penting seperti menggerakkan turbin sehingga tekanan perlu dijaga agar tidak merusak instrumen dan komponen lain yang menggunakan uap *medium pressure*. *Loop* pengendalian ini menggunakan *pressure transmitter 1013 (PT-1013)*. Hasil pengukuran PT-1013 dapat dilihat pada data proses di lampiran B sehingga tren grafik pengendalian rata-rata jamnya pada setiap hari ditampilkan pada gambar 4.9 di bawah ini.



**Gambar 4.9** Grafik X-bar untuk PT-1013

Dapat disimak dari grafik gambar 4.9 menunjukkan fluktuasi yang signifikan pada data X-bar jam dimana rata-rata pengukuran ada yang diluar batas kendali. Terlepas zona kendali simpangan X-bar yang terjadi tidak terpaut jauh dari *center line* dan hanya terpaut selisih desimal.



**Gambar 4.10** Grafik S-bar untuk PT-1013

Serta tren dari data standar deviasi pada grafik gambar 4.10 yang masih di dalam zona kendali. Jika dianalisis maka masih terjadi penyimpangan pada X-bar baik lebih tinggi dan lebih rendah dari zona kendali, sehingga dapat ditentukan *guideword* serta deviasi pada komponen tersebut di tabel 4.4 dibawah ini.

**Tabel 4.4** *Guidewords* dan Deviasi PT-1013

No	Komponen	Deskripsi	Guide word	Deviasi
1	PT1013	Temperature Tranmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature

Selain beberapa komponen yang sudah dibahas sebelumnya terdapat beberapa komponen lain yang juga dilakukan analisis bahaya diantaranya TI-1336, FI-1030 serta aktuatur dari keempat *loop* pengendalian pada *node superheater* dan *burner*. Untuk grafik proses TI-1336, FI-1030 ada di lampiran D sedangkan keseluruhan *guideword* terlampir pada tabel HAZOP lampiran A. Potensi bahaya tersebut dapat disimak pada tabel 4.5 dibawah ini.

**Tabel 4.5** *Guidewords* Komponen Indikator dan Aktuatur

No	Komponen	Deskripsi	Guide word	Deviasi
1	FI1031	Flow Transmitter	More	More Flow
			Less	Less Flow

No	Komponen	Deskripsi	Guide word	Deviasi
2	TI1336	<i>Temperature Transmitter</i>	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
			<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
3	TV-1005	<i>Control Valve</i>	<i>Open</i>	<i>Fail to open</i>
4	PV-1018	<i>Control Valve</i>	<i>Close</i>	<i>Fail to close</i>
5	PV-1013	<i>Control Valve</i>	<i>Open</i>	<i>Fail to open</i>
6	TV-1020	<i>Control Valve</i>	<i>Open</i>	<i>Fail to open</i>

### 4.3 Analisis Risiko

Analisis risiko adalah kegiatan analisis peluang dampak bahaya yang terjadi akibat adanya penyimpangan dari kondisi yang diinginkan dan dikendalikan. Dalam HAZOP tingkat risiko ditinjau dari nilai *likelihood* (peluang) dan *consequence* (dampak) yang diakibatkan. Tingkatan risiko dinyatakan dalam sebuah matrix seperti yang digambarkan pada tabel 2.4. Dalam memberikan nilai parameter *likelihood* dan *consequence* terdapat standar masing-masing. Penulis dalam tugas akhir ini menggunakan standar yang dibuat oleh departemen produksi pabrik I PT. Petrokimia Gresik. Pada *node superheater* dan *burner* ini terdapat dua parameter yang dikendalikan yaitu tekanan dan temperatur, sehingga total terdapat empat *loop* pengendalian yang dianalisis masing-masing di bawah ini.

#### 4.3.1 Penentuan *Likelihood*

Nilai parameter *likelihood* ditentukan menggunakan data *maintenance* yang diperoleh dari departemen pemeliharaan I Unit Ammonia. Sedangkan untuk komponen yang tidak terdapat didapat berdasarkan data pada OREDA (*Offshore Reliability Data*) 2002.

Sehingga untuk *node superheater burner* memiliki risiko untuk masing-masing komponennya pada tabel 4.6 dibawah ini.

**Tabel 4.6** Kriteria *Likelihood Node Superheater dan Burner*

<b>Komponen</b>	<b><i>Likelihood</i></b>
TT-1005	4
PT-1018	4
PT-1013	2
TT-1020	3

Dari tabel 4.6 ditunjukkan bahwa komponen TT-1005 & PT-1018 bernilai skala 4 (*poor*) untuk *likelihood*-nya berdasarkan standar kriteria *likelihood* pabrik I PT. Petrokimia Gresik. Nilai tersebut didapat berdasarkan *data maintenance* dari masing-masing komponen. Untuk TT-1005 memiliki resiko kegagalan 10 kali dalam kurun waktu 10 tahun (2006-2015) sehingga bernilai 4 pada parameter *likelihood*.

Sedangkan untuk komponen PT-1018 memiliki nilai parameter *likelihood* 4 karena pada rekam data *maintenance* terdapat 12 kali risiko kegagalan dalam 10 tahun (2006-2015) serta telah mengalami penggantian *transmitter* 2 kali dalam periode tersebut. Pada dua *transmitter* ini memiliki peluang risiko relatif tinggi karena memang jalur proses di pipa memiliki temperatur dan tekanan kerja yang tinggi. Sehingga lingkungan juga mempengaruhi laju kegagalan dan terpapar di kondisi yang berbahaya menjadi faktor utama yang menyebabkan rendahnya usia serta tingkat keandalan instrumen tersebut.

Terdapat dua *transmitter* lagi di jalur proses yang berbeda yaitu TT-1020 dan PT-1013. Kedua *transmitter* letaknya pada jalur percabangan dari jalur utama uap *high pressure*. Uap yang melalui jalur pipa tersebut bertekanan *medium*. Komponen TT-1020 memiliki rekam *data maintenance* yang menunjukkan bahwa mengalami kegagalan sebanyak 5 kali dalam 10 tahun (2006-2015) sehingga nilai *likelihood* sebesar 2 (*good*), sedangkan komponen PT-1013 memiliki resiko 7 kali dalam 10 tahun (2006-2015) dengan nilai *likelihood* 3 (*acceptable*) serta sempat mengalami

penggantian *transmitter* satu kali pada tahun 2015. Walaupun nilai *likelihood* dari *transmitter* TT-1020 dan PT-1013 sedikit lebih baik dibandingkan TT-1005 & PT-1018 namun tetap pada dasarnya memiliki peluang risiko yang besar sehingga diperlukan adanya tindakan serta rekomendasi sebagai usaha mengurangi risiko sehingga bahaya yang terjadi bisa diminimalisir. Keseluruhan nilai *likelihood* dapat dilihat pada tabel HAZOP lampiran A.

#### 4.3.2 Penentuan *Consequence*

*Consequence* ditentukan untuk mencari tahu tingkat keparahan (*severity*) dari dampak yang terjadi karena adanya risiko penyimpangan dari keadaan yang diinginkan atau operasi yang diluar kendali. Standar dalam menentukan *consequence* mengikuti standar kriteria profil konsekuensi pabrik I PT. Petrokimia Gresik. Berdasarkan data proses yang ada serta Standar Operasional Pelaksanaan (SOP) pabrik amoniak dapat dilakukan penentuan tingkatan keparahan sesuai dengan kategori *consequences* yang terdapat pada tabel 2.3. Tingkat *consequences* untuk *node superheater* dan *burner* dapat dilihat pada tabel 4.7 berikut.

**Tabel 4.7** Kriteria *Consequence Node Superheater Burner*

No	Komponen	<i>Consequence</i>
1	TT-1005	5 ( <i>Catastrophic</i> )
2	PT-1018	5 ( <i>Catastrophic</i> )
3	PT-1013	3 ( <i>Moderate</i> )
4	TT-1020	2 ( <i>Minor</i> )

Berdasarkan kriteria *consequences* yang dibuat oleh PT. Petrokimia Gresik nilai 5 memiliki arti *unacceptable* dimana risiko akan berdampak besar pada produksi, hingga berakibat sangat signifikan pada kegiatan produksi sehingga aktifitas produksi harus dihentikan (*shutdown*). TT-1005 dan PT-1018 memiliki nilai *consequence* 5 karena memang pada grafik *control chart* menunjukkan tren yang fluktuatif di luar zona kendali. Selain itu tekanan dan temperatur sangat berkaitan dan memenuhi persamaan gas ideal. Ketika temperatur uap naik maka tekanan akan itu naik

begitu sebaliknya, sehingga kedua komponen ini beroperasi pada risiko bahaya yang tinggi. Selain itu pada *loop* TT-1005 berhubungan langsung dengan jalur aliran suplai gas bahan bakar *burner* sebagai variabel manipulasi yang rentan akan risiko bahaya terbakar dan mudah meledak.

Sedangkan pada PT-1013 mendapatkan nilai *consequence* 3 yang artinya berdampak sedang pada aktifitas pabrik dan kegiatan produksi, namun aktifitas dan produksi masih bisa terlaksana. Karena PT-1013 memiliki peran menjaga suplai uap dalam tekanan *medium* yang pemanfaatannya banyak digunakan komponen pendukung seperti penukar panas, *steam service*, dan utilitas lain. Sehingga tidak berdampak signifikan pada sistem dan produksi amoniak. Berbeda dengan TT-1020 yang fungsi pengendaliannya memperbaiki kualitas uap yang akan didistribusikan pada *medium steam* (MS) *header* untuk mencapai temperatur yang ditentukan sesuai standar tekanan untuk *medium pressure* sehingga suplai uap pada komponen lain pada pabrik I tetap stabil. Komponen berhubungan langsung dengan penukar panas *desuperheater* yang dipanaskan dari uap sisa ekstraksi turbin 101J/JA untuk memperbaiki kualitas uap yang akan didistribusikan baik parameter temperatur dan tekanannya. Sehingga risiko relatif kecil sehingga tidak terlalu mempengaruhi aktifitas produksi serta dampaknya kecil. Maka dari itu nilai *consequence* TT-1020 bernilai 2. Keseluruhan nilai *consequences* dapat dilihat pada tabel HAZOP lampiran A.

#### **4.3.3 Risk Ranking**

Tahapan terakhir dalam analisis bahaya adalah mendapatkan nilai *risk ranking*. *Risk ranking* dihitung berdasarkan persamaan 2.1 yaitu perkalian skala *likelihood* dengan *consequences*. Standar *risk ranking* mengikuti standar Kriteria *Risk Ranking* dari Departemen Produksi pabrik I PT. Petrokimia Gresik yang terdapat pada tabel 2.4. Untuk *node superheater burner* didapatkan hasil plot *risk ranking* pada tabel 4.8 berikut.

**Tabel 4.8** *Risk Matrix Superheater dan Burner*

<i>Consequence/ Likelihood</i>	<i>1 Insignificant</i>	<i>2 Minor</i>	<i>3 Moderate</i>	<i>4 Major</i>	<i>5 Catastrophic</i>
<i>(1) Brand New Excellernt</i>	L1	L2	L3	L4	H5
<i>(2) Good</i>	L2	L4	M6	M8	H10
<i>(3) Acceptable</i>	L3	M6	M9	M12	H15
<i>(4) Below Standart/ Poor</i>	L4	M8	M12	H16	H20
<i>(5) Bad / Unacceptable</i>	M5	H10	H15	H20	H25

Pada tabel 4.8 didapatkan informasi bahwa terdapat dua instrumen memiliki risiko sedang dan dua instrumen memiliki tingkat risiko tinggi. Untuk instrumen TT-1005 dan PT-1018 berada di matrik H20 dengan indikasi bahwa kedua instrument memiliki risiko tinggi. Sedangkan untuk PT-1013 dengan tingkat risiko sedang di matrix M6 dari nilai *likelihood* di level 2, *consequence* level 3. TT-1020 juga terletak di matrik M6 namun dengan nilai *likelihood* di level 3, *consequence* level 2. Instrumen lainnya seperti aktuator dan *transmitter indicator* berada pada *risk matrix* L2 dan L3 Dari persebaran matrik pada tabel 4.8 diatas dapat ditentukan sebab serta rekomendasi yang dilakukan untuk instrumen *superheater burner* agar tingkat resiko dan keamanan *plant* dioptimalkan. Hasil rekomendasi dan keseluruhan analisis HAZOP yang telah dilakukan dapat dilihat pada tabel HAZOP lampiran A.



#### 4.4 Analisis HAZOP

Seluruh analisis HAZOP yang telah dilakukan menunjukkan hasil bahwa risiko bahaya yang dapat terjadi pada *superheater* dan *burner* terbagi menjadi 3 kategori dengan presentase yang berbeda-beda dengan menggunakan perhitungan dari tabel HAZOP :

- *High*  $= \frac{4}{16} \times 100\% = 25,0 \%$
- *Medium*  $= \frac{8}{16} \times 100\% = 37,5 \%$
- *Low*  $= \frac{8}{16} \times 100\% = 37,5 \%$

Presentase diatas menyatakan bahwa *risk ranking* dengan kategori *high* memiliki presentase lebih kecil dibandingkan dengan kategori *low* dan *medium*. Oleh sebab itu rekomendasi berupa pemasangan tambahan alarm dan penerapan prosedur *predictive maintenance* dapat diberikan terkait dari keseluruhan hasil analisis HAZOP yang telah dilakukan.

#### 4.5 Layer of Protection Analysis (LOPA)

*Protection layer* terdiri atas *general process design*, *Basic Process Control System* (BPCS), *alarm*, serta *additional mitigation layer*. *General process design* merupakan salah satu *protection layer* dengan probabilitas kegagalan yang kecil. BPCS merupakan salah satu *protection layer* yang bertujuan mengevaluasi jalannya *access control* serta sistem keamanan yang memiliki pengaruh besar terhadap kesalahan yang dilakukan oleh manusia. *Alarm* merupakan *protection layer* tingkat kedua setelah BPCS. *Alarm* diaktifkan oleh BPCS dan bergantung pada operator. *Additional mitigation layer* merupakan salah satu *protection layer* yang bersifat mekanikal, struktural atau sesuai prosedur yang bertujuan mencegah atau menjaga terjadinya bahaya awal.

##### 4.5.1 Perhitungan LOPA

Sebelum dilakukan perhitungan nilai IEL, terlebih dulu dilakukan perhitungan nilai ICL. Nilai ICL dapat ditentukan

berdasarkan persamaan 3.5. Nilai ICL untuk setiap dampak disajikan dalam tabel 4.9. berikut.

**Tabel 4.9.** Perhitungan ICL

Impact Event Description	Initiating Cause	$\lambda/\text{Jam}$	$\lambda/\text{Tahun}$	Reliability	ICL
-Overpressure, potentially cause leaking on tube and blown in bad steam quality -Steam can't reach the design temperature burner	XV-1241-A failed to close	$3,82 \cdot 10^{-5}$	0,335	0,715	0,285
	XV-1241-B failed to close	$3,52 \cdot 10^{-4}$	0.309	0.734	0,266
-Overpressure Cause leaking or mechanical damaged for steam pipe (101-C & 102-C) -Poor steam quality	PV-1018-A failed to open	$4,34 \cdot 10^{-5}$	0,381	0,683	0,317
	PV-1018-B failed to open	$4,83 \cdot 10^{-5}$	0,423	0,655	0,345
-Overpressure cause mechanical damaged for steam pipe line -Less steam distributed to ammonia system unbalance	PV-1013 Failed to close	$7,98 \cdot 10^{-5}$	0,699	0,497	0,503
-Bad steam quality for medium steam distribution, -Pressure increase	TV-1020 function failed	$3,37 \cdot 10^{-5}$	0,295	0,744	0,256

Selanjutnya, dilakukan perhitungan tiap layer LOPA serta penentuan nilai SIL. Hasil perhitungan disajikan berikut ini.

➤ **XV-1241-A**

• **Impact Event Description:**

- Overpressure, potentially cause leaking on tube and blown in bad steam quality.
- Steam can't reach the design temperature burner.

• **Initiating Cause (1) :**

- XV-1241-A failed to close

• **ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 3.82 \times 10^{-5}$  (data *maintenance*)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.335$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) diperoleh 0.715
- $\text{ICL} = 1 - R = \mathbf{0.285}$

• **Layer Proteksi:**

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 1

• ***Additional mitigation restricted access:***

\* *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) = 1 (Operasi kontinyu)

\* *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ )

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

• ***Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0.01***

$$\mathbf{IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}}$$

$$\text{IEL} = 0.285 \times 0.1 \times 1 \times 0.1 \times (1 \times 0.5) \times 0.01$$

$$\text{IEL} = 1.425 \times 10^{-5}$$

- Rasio LOPA =  $\frac{TMEL}{IEL}$  dengan TMEL =  $1 \times 10^{-5}$   
Rasio LOPA =  $1 \times 10^{-5} / 1.423 \times 10^{-5} = 0.702$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas nilai SIL adalah **SIL 0**.

➤ **XV-1241-B**

- **Impact Event Description:**

- Overpressure, potentially cause leaking on tube and blown in bad steam quality.
- Steam can't reach the design temperature burner.

- **Initiating Cause (1):**

- XV-1241-B Fail to close

- **ICL:**

- $\lambda/\text{Jam}$  =  $3.52 \times 10^{-5}$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn}$  = 0.309
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) diperoleh 0.734
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.266}$

- **Layer Proteksi:**

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 1

- **Additional mitigation restricted access:**

\* *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) = 1 (Operasi kontinyu)

\* *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ )

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

- **Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0.01**

$$\mathbf{IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}}$$

$$IEL = 0.266 \times 0.1 \times 1 \times 0.1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$$

$$IEL = 1.33 \times 10^{-5}$$

- Rasio LOPA =  $\frac{TMEL}{IEL}$  dengan TMEL =  $1 \times 10^{-5}$

$$\text{Rasio LOPA} = 1 \times 10^{-5} / 1.423 \times 10^{-5} = 0.752$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas nilai SIL adalah **SIL 0**.

➤ **PV-1018-A**

• **Impact Event Description:**

- *Overpressure Cause leaking or mechanical damaged for steam pipe (101-C&102-C)*
- *Poor steam quality*

• **Initiating Cause (1):**

- PV-1018-A Failed to open

• **ICL:**

- $\lambda/\text{Jam} = 4.34 \times 10^{-5}$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.381$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) diperoleh 0.683
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.317}$

• **Layer Proteksi:**

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 1

• **Additional mitigation restricted access:**

\* *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) = 1 (Operasi kontinyu)

\* *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ )

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

• **Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0.01**

$$\mathbf{IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}}$$

$$IEL = 0.317 \times 0.1 \times 1 \times 0.1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$$

$$IEL = 1.59 \times 10^{-5}$$

• **Rasio LOPA =  $\frac{TMEL}{IEL}$  dengan TMEL =  $1 \times 10^{-5}$**

$$\text{Rasio LOPA} = 1 \times 10^{-5} / 1.59 \times 10^{-5} = 0.631$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas nilai SIL adalah **SIL 0**.

➤ **PV-1018-B**

• **Impact Event Description:**

- Overpressure Cause leaking or mechanichal damaged for steam pipe (101-C&102-C)
- Poor steam quality

• **Initiating Cause (1):**

- PV-1018-B Failed to open

• **ICL:**

- $\lambda/\text{Jam} = 4.83 \times 10^{-5}$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.423$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) diperoleh 0.655
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.345}$

• **Layer Proteksi:**

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 1

• **Additional mitigation restricted access:**

\* Probability of Fatal Injury ( $P_{tr}$ ) = 1 (Operasi kontinyu)

\* Probability of Personal in Affected Area ( $P_p$ )

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

• **Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0.01**

$$\mathbf{IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}}$$

$$IEL = 0.345 \times 0.1 \times 1 \times 0.1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$$

$$IEL = 1.72 \times 10^{-5}$$

• Rasio LOPA =  $\frac{TMEL}{IEL}$  dengan TMEL =  $1 \times 10^{-5}$

$$\text{Rasio LOPA} = 1 \times 10^{-5} / 1.72 \times 10^{-5} = 0.579$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas nilai SIL adalah **SIL 0**.

➤ **PV-1013**

• **Impact Event Description:**

- Overpressure cause mechanical damaged for steam pipe line
- Less steam distributed to ammonia system unbalance

• **Initiating Cause (1):**

- PV-1013 Failed to Close

• **ICL:**

- $\lambda/\text{Jam} = 7.98 \times 10^{-5}$  (data *maintenance*)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.699$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) diperoleh 0.497
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.503}$

• **Layer Proteksi:**

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 1

• **Additional mitigation restricted access:**

\* *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) = 1 (Operasi kontinyu)

\* *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ )

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

• **Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0.01**

$$\mathbf{IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}}$$

$$IEL = 0.503 \times 0.1 \times 1 \times 0.1 \times (1 \times 0.5) \times 0.01$$

$$IEL = 2.52 \times 10^{-5}$$

• Rasio LOPA =  $\frac{TMEL}{IEL}$  dengan TMEL =  $1 \times 10^{-5}$

$$\text{Rasio LOPA} = 1 \times 10^{-5} / 2.52 \times 10^{-5} = 0.398$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas nilai SIL adalah **SIL 0**.

➤ **TV-1020**

• **Impact Event Description:**

- *Bad steam quality for medium steam distribution*
- *Pressure increase*

• **Initiating Cause (1):**

- TV-1020 Function Failed

• **ICL:**

- $\lambda/\text{Jam} = 3.37 \times 10^{-5}$  (data *maintenance*)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.295$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) diperoleh 0.744
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.256}$

• **Layer Proteksi:**

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 0.1

• **Additional mitigation restricted access :**

\* *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) = 1 (Operasi kontinu)

\* *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ )

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}}$$

$$= \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}}$$

$$= 0.5$$

• **Additional mitigation Dike (Bunds), PRV = 0.01**

$$\mathbf{IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}}$$

$$IEL = 0.256 \times 0.1 \times 0.1 \times 0.1 \times (1 * 0.5) \times 0.01$$

$$IEL = 1.28 \times 10^{-6}$$

• **Rasio LOPA =  $\frac{TMEL}{IEL}$  dengan TMEL =  $1 \times 10^{-5}$**

$$\text{Rasio LOPA} = 1 \times 10^{-5} / 1.28 \times 10^{-6} = 7.81$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas nilai SIL adalah **NR**.

Perhitungan IEL berdasarkan persamaan 3.8, perhitungan rasio LOPA berdasarkan persamaan 3.9, serta penentuan nilai SIL berdasarkan tabel 2.4. Nilai IEL, rasio LOPA, serta SIL disajikan dalam tabel *Layer of Protection Analysis* pada lampiran C.



*General process design* bernilai 0,1 yang menunjukkan bahwa desain yang diinginkan memiliki kegagalan satu kali dalam sepuluh tahun. Nilai BPCS dan alarm dapat dilihat dari P&ID atau PFD, apabila dalam P&ID atau PFD tersebut terdapat BPCS dan alarm, maka BPCS dan alarm bernilai 0,1. Namun apabila tidak terdapat BPCS dan alarm maka bernilai 1. Untuk menghitung nilai *additional mitigation restricted access* digunakan persamaan 3.6 dan persamaan 3.7. Nilai *additional mitigation restricted access* dipengaruhi oleh nilai *probability of fatal injury* ( $P_{tr}$ ) yang bernilai 1 dikarenakan proses beroperasi secara kontinyu serta dipengaruhi oleh nilai *probability of personal in affected area* ( $P_p$ ) yang bernilai 0,5. Nilai *probability of personal in affected area* ( $P_p$ ) dihitung berdasarkan persamaan 3.7 dengan nilai *time present to hazards* sebesar 60 menit dan nilai *total time* sebesar 120 menit.

Dari tabel *Layer of Protection Analysis* pada lampiran C, nilai SIL didapatkan untuk *impact event* bernilai SIL 0 kecuali pada *initiating cause* TV-1020. Hal ini menunjukkan bahwa bahaya yang timbul akibat kegagalan proses dapat tereduksi oleh *protection layer* secara baik.

Didapatkan akibat dari pada *loop* pengendaliannya tidak ada alarm sehingga bisa untuk ditingkatkan nilainya dengan menambahkan *alarm* pada *loop* tersebut.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

LAMPIRAN A

Tabel A.1 HAZOP Node Superheat Burner

NO	Component	Description	Guide word	Deviation	Cause
1	TT1005	Temperature Transmitter	High	High Temperature	More flow of feed fuel gas on superheat burner
			Low	Low Temperature	Less flow of feed fuel gas on superheat burner
2	PT1018	Pressure Transmitter	High	High Pressure	Burning temperature of super heater too high
			Low	Low Pressure	Less steam flow & Burning temperature of super heater too low
3	PT1013	Pressure Transmitter	High	High Pressure	Burning temperature of super heater too high
			Low	Low Pressure	Less steam product from Primary Reform 101-B

NO	Component	Description	Guide word	Deviation	Cause
4	TT1020	Temperature Transmitter	High	High Temperature	Less water flow from 104J/JA into <i>desuperheater</i>
			Low	Low Temperature	More water flow from 104J/JA into desuperheater
5	FI1031	Flow Transmitter	More	More Flow	More flow from gas service
			Less	Less Flow	Lacking on gas pipe
6	TI1336	Temperature Transmitter	High	High Temperature	Flow process gas too high
			Low	Low Temperature	Low flow of process gas
7	TV-1005	Control Valve	Open	Fail to open	System control fail no signal control
8	PV-1018	Control Valve	Close	Fail to close	System control fail no signal control

NO	Component	Description	Guide word	Deviation	Cause
9	PV-1013	Control Valve	Open	Fail to open	System control fail no signal control
10	TV-1020	Control Valve	Open	Fail to open	System control fail no signal control

## LAMPIRAN B

**Tabel B.1 Data Proses PT-1005**

Day											
	00.00	01.00	02.00	03.00	04.00	05.00	06.00	07.00	08.00	09.00	
1	492.05	508.49	492.05	506.82	507.47	507.95	508.26	508.88	509.38	514.59	
2	515.18	514.83	516.17	515.14	514.73	514.15	513.96	513.95	515.12	515.09	
3	515.09	515.27	514.79	514.83	515.16	514.94	515.23	514.83	514.76	515.11	
4	514.93	515.04	515.01	515.24	514.72	514.95	514.98	515.02	514.53	515.01	
5	514.93	515.02	514.85	515.43	514.73	514.94	515.00	515.21	514.92	515.11	
6	515.06	515.06	515.09	514.88	514.99	515.08	514.96	515.02	515.15	514.85	
7	515.07	514.98	515.06	514.98	514.93	514.96	515.08	515.05	515.05	515.06	
8	515.02	514.95	515.01	515.09	514.95	514.94	515.08	515.05	515.16	514.77	
9	515.02	514.99	514.96	515.05	514.94	515.11	514.85	515.30	514.93	514.99	
10	514.97	514.99	515.16	514.95	515.02	515.01	514.98	514.91	515.04	515.02	
11	514.91	515.05	515.01	515.04	515.16	514.85	514.84	515.15	515.01	515.02	
12	515.54	514.89	515.15	514.74	515.26	514.96	514.88	514.99	515.19	514.84	
13	515.09	515.13	514.91	514.89	515.20	514.95	514.93	515.04	515.01	515.01	
14	515.07	514.89	515.16	514.90	515.11	514.91	515.01	514.90	515.04	515.11	
15	514.92	514.94	515.08	515.01	515.04	514.92	514.93	515.16	515.02	515.00	
16	514.95	515.22	514.87	515.19	514.78	515.11	514.84	515.83	516.79	516.52	
17	515.46	515.53	515.61	515.55	515.45	515.52	515.47	515.71	515.93	516.13	
18	515.54	515.41	515.63	515.29	515.66	515.51	515.38	515.68	515.51	515.47	
19	515.42	515.50	515.62	515.49	515.52	515.52	515.47	515.42	515.54	515.62	

20	515.44	515.59	515.43	515.45	515.51	515.61	515.38	515.60	515.42	515.53	515.55
21	515.63	515.50	515.44	515.46	515.48	515.57	515.62	515.61	515.50	515.35	515.55
22	515.59	515.47	515.56	515.48	515.38	515.61	515.34	515.57	515.56	515.55	515.55
23	515.57	515.56	515.39	515.43	515.57	515.39	515.70	515.40	515.58	515.44	515.55
24	515.46	515.42	515.39	515.54	515.50	515.57	515.47	515.58	515.38	515.55	515.55
25	515.32	515.56	515.55	515.46	515.38	515.47	515.76	515.46	515.42	515.54	515.55
26	515.56	515.51	515.44	515.51	515.35	515.65	515.37	515.61	515.57	515.70	515.55
27	515.52	515.49	515.49	515.73	515.44	515.50	515.47	515.38	515.60	515.38	515.55
28	515.40	515.68	515.34	515.50	515.68	515.36	515.56	515.55	515.53	515.46	515.55

Tabel B.2 Data Proses PT-1018

Hours												
06.00	06.00	07.00	08.00	09.00	10.00	11.00	12.00	13.00	14.00	15.00	16.00	17.00
117.98	117.98	118.02	118.00	118.00	119.51	120.60	120.60	120.60	120.60	120.61	120.59	120.60
119.99	119.99	120.00	120.00	119.99	120.00	119.89	120.02	120.00	119.86	119.08	119.82	120.00
119.58	119.58	120.00	119.60	119.99	120.00	119.67	119.85	120.00	120.00	119.99	120.00	120.00
118.84	118.84	118.35	119.10	118.01	119.51	119.28	118.64	119.25	119.52	119.50	119.50	119.50
118.11	118.11	117.38	117.14	117.79	117.93	117.87	118.40	118.36	118.40	118.40	118.40	118.40
118.70	118.70	118.43	118.45	118.46	118.45	118.46	118.44	118.53	118.50	118.50	118.50	118.19
118.50	118.50	118.50	118.45	117.94	118.18	118.52	118.37	117.85	118.41	118.51	118.50	118.36
119.00	119.00	118.94	117.42	117.93	117.81	118.87	118.59	119.07	118.91	118.97	118.97	119.00
118.49	118.49	118.16	118.72	118.90	118.32	118.65	118.82	119.04	119.03	119.03	119.04	119.03
118.71	118.71	118.31	118.96	118.86	119.02	118.87	119.01	118.99	118.95	118.81	119.00	118.93
119.61	119.61	119.67	120.02	119.27	117.53	119.21	118.74	119.75	119.80	119.96	119.24	118.98
118.59	118.59	118.69	119.44	119.02	119.02	119.06	118.98	118.71	119.00	118.93	119.00	118.99
118.77	118.77	118.56	118.83	119.01	118.98	118.97	119.41	120.00	119.88	119.33	120.02	120.02
118.99	118.99	118.77	119.50	120.00	120.00	120.00	120.00	119.79	119.48	119.92	119.24	119.99
118.96	118.96	118.75	118.02	118.42	118.84	118.76	118.54	118.70	118.96	118.98	119.19	119.41
118.38	118.38	119.05	119.41	119.39	119.40	119.40	119.41	119.39	119.16	118.97	119.00	119.00

9.00	119.00	119.01	118.99	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	118.78	118.95
8.94	118.94	118.56	118.75	119.05	118.99	118.99	119.00	118.97	119.00	118.99	119.01	118.92
9.00	119.00	119.00	119.03	118.99	118.86	118.70	118.73	118.39	118.76	119.56	119.55	119.49
8.93	118.93	118.61	118.88	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00
9.00	119.00	118.59	119.02	119.00	118.95	119.00	118.90	118.87	119.00	119.01	119.00	118.98
9.00	119.00	119.00	118.98	118.85	118.77	118.91	119.01	118.99	119.00	119.00	119.00	118.42
9.00	119.00	119.00	118.85	118.33	118.55	118.63	118.58	118.71	118.67	118.77	118.89	118.99
9.04	119.04	119.04	119.04	119.00	119.04	119.05	119.04	119.05	119.03	119.04	119.06	118.95
9.04	119.04	119.05	119.04	119.05	119.05	119.02	118.74	119.04	119.05	118.95	118.80	118.98
9.04	119.04	119.03	119.04	119.06	119.04	119.03	118.40	118.09	119.04	119.04	119.05	119.05
8.96	118.96	119.06	119.04	119.05	118.97	119.03	118.61	119.03	118.55	119.05	119.05	119.05
8.99	118.99	118.97	119.05	119.04	119.04	119.05	119.05	119.04	117.94	117.72	119.05	119.05

Tabel B.3 Data Proses PT-1013

Day										
	00.00	01.00	02.00	03.00	04.00	05.00	06.00	07.00	08.00	09.00
1	42.51	42.55	42.51	42.35	42.35	42.15	42.25	42.42	42.28	42.3
2	42.26	42.45	42.26	42.30	42.35	42.25	42.42	42.16	42.27	42.4
3	42.36	42.25	42.18	42.39	42.33	42.36	42.26	42.30	42.21	42.0
4	42.38	42.18	42.19	42.30	42.36	42.06	42.36	42.37	42.24	42.2
5	42.24	42.23	42.34	42.10	42.26	42.26	42.34	42.28	42.19	42.1
6	42.30	42.34	42.36	42.34	42.33	42.34	42.36	42.32	42.19	42.2
7	42.09	42.23	42.22	42.20	42.27	42.25	42.31	42.30	42.34	42.1
8	42.29	42.27	42.30	42.29	42.32	42.28	42.35	42.25	42.30	42.2
9	42.30	42.33	42.37	42.30	42.31	42.33	42.22	42.28	42.12	42.1
10	42.34	42.33	42.24	42.27	42.25	42.18	42.35	42.34	42.33	42.3
11	42.27	42.17	42.37	42.29	42.30	42.31	42.33	42.25	42.23	42.3
12	42.27	42.27	42.20	42.34	42.31	42.22	42.36	42.30	42.26	42.0
13	42.37	42.39	42.35	42.37	42.36	42.36	42.34	42.34	42.35	42.2

14	42.33	42.40	42.39	42.34	42.34	42.34	42.42	42.36	42.35	42.35	
15	42.26	42.23	42.30	42.24	42.23	42.32	42.30	42.25	42.22	42.24	
16	42.28	42.25	42.24	42.29	42.30	42.26	42.22	42.21	42.07	42.10	
17	42.09	42.06	42.09	42.05	42.05	42.05	42.11	42.01	42.21	42.35	
18	42.38	42.36	42.49	42.35	42.43	42.39	42.32	42.27	42.25	42.02	
19	42.44	42.45	42.41	42.36	42.39	42.23	42.34	42.37	42.33	42.16	
20	42.30	42.31	42.33	42.28	42.29	42.30	42.33	42.31	42.37	42.15	
21	42.19	42.19	42.22	42.35	42.28	42.28	42.31	42.33	42.30	42.29	
22	42.30	42.35	42.21	42.35	42.36	42.36	42.35	42.34	42.36	42.15	
23	42.33	42.36	42.33	42.37	42.34	42.36	42.38	42.35	42.33	42.23	
24	42.41	42.37	42.36	42.33	42.34	42.35	42.36	42.34	42.32	42.29	
25	42.37	42.35	42.33	42.31	42.35	42.31	42.23	42.25	42.38	42.29	
26	42.13	42.39	42.30	42.35	42.32	42.40	42.39	42.23	42.32	42.26	
27	42.27	42.24	42.13	42.32	42.38	42.39	42.35	42.38	42.30	42.33	
28	42.40	42.40	42.37	42.41	42.41	42.32	42.37	42.37	42.33	42.10	

**Tabel B.4 Data Proses TT-1020**

Day											
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	
1	353.70	361.76	353.70	362.96	363.42	362.41	363.33	367.39	366.25	371.53	
2	381.37	381.91	381.64	381.19	381.76	380.84	380.84	380.71	381.37	382.26	
3	376.88	375.31	375.05	374.54	374.87	375.19	374.75	375.01	374.04	373.84	
4	366.83	366.78	366.67	366.76	367.29	366.72	366.97	366.95	367.16	367.34	
5	365.45	365.18	365.29	365.05	364.97	365.41	365.73	365.80	365.71	366.06	
6	368.57	368.49	368.31	369.10	369.46	369.27	369.25	369.10	369.01	368.82	
7	368.59	368.24	368.15	367.71	367.40	367.49	367.46	367.50	367.46	367.27	
8	367.06	367.00	367.09	367.02	367.09	367.19	367.23	366.78	366.87	367.38	
9	372.88	372.61	372.72	372.47	373.25	373.52	372.98	371.55	371.67	372.99	
10	369.37	369.36	369.25	369.06	368.49	368.36	368.56	368.58	368.67	368.84	
11	368.92	368.27	366.88	366.58	366.52	366.81	366.64	366.34	366.01	366.15	



12	365.44	364.85	364.44	364.30	364.42	364.84	364.77	365.03	364.46	364.2
13	365.57	366.05	366.86	366.98	367.10	367.20	367.16	367.17	367.25	367.2
14	367.14	367.41	367.15	367.03	366.96	366.88	367.07	366.88	366.81	366.6
15	364.87	364.86	365.10	364.85	364.51	364.56	364.64	365.19	365.70	365.6
16	366.12	367.22	367.82	367.85	367.78	367.93	367.93	368.48	368.82	368.4
17	366.25	366.02	366.14	366.86	367.22	367.19	367.60	367.87	368.16	368.0
18	367.63	365.88	366.98	368.41	368.42	368.49	368.15	371.35	373.66	373.1
19	373.27	373.44	372.59	372.21	372.00	371.44	371.66	371.88	371.84	372.8
20	377.80	377.77	377.39	377.30	377.13	377.43	377.31	376.94	376.88	377.2
21	377.01	376.64	377.62	379.53	379.81	379.41	379.09	378.91	378.95	379.2
22	382.76	383.22	383.42	383.45	383.30	383.27	383.19	383.40	382.84	382.5
23	381.35	381.60	381.60	381.65	381.98	382.31	382.05	381.87	381.79	381.4
24	380.33	380.50	380.71	381.01	381.16	381.26	381.22	380.97	380.26	379.9
25	378.21	378.03	378.60	378.68	378.73	378.68	378.39	378.04	378.21	377.8
26	377.56	377.35	377.23	377.31	377.21	377.38	377.03	376.79	376.70	377.4
27	378.39	378.14	377.90	377.61	377.72	377.74	377.60	378.04	378.38	378.6
28	382.92	382.25	381.60	382.10	382.71	383.28	383.46	383.67	384.77	382.2

LAMPIRAN C

Tabel C.1. Layer of Protection Analysis (LOPA)

1	2	3	4		5

Impact event Description	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process Design	BPCS
Langkah 1	Langkah 2	Langkah 3	Langkah 3	Langkah 4	Langkah 4
Overpressure, potentially cause leaking on tube and blown in burner	20	XV1241A failed to close	0.28463	0.1	0.1
	20	XV1241B function failed	0.28463	0.1	0.1
Bad steam quality, steam cannot reach the design temperature	20	XV1241A failed to close	0.28463	0.1	0.1
	20	XV1241B function failed	0.28463	0.1	0.1
Overpressure Cause leaking or mechanical damaged for steam pipe, 101-C, 102-C	20	PV-1018A failed to open	0.3165	0.1	0.1
	20	PV-1018B function failed	0.3448	0.1	0.1
Poor steam quality	20	PV-1018A failed to close	0.3165	0.1	0.1
	20	PV-1018B function failed	0.3448	0.1	0.1

Overpressure because mechanical damaged for steam pipe line	6	PV-1013 Failed to close	0.5028	0.1	0.
Less steam distributed to ammonia system unbalance	6	PV-1013 failed to close	0.5028	0.1	0.
Bad steam quality for medium steam distribution	6	PV-1020 failed to close	0.2556	0.1	0.
Pressure increase	6	PV-1020 function failed	0.2556	0.1	0.

**Presentase :**

<b>High</b>	<b>66.67%</b>
<b>Medium</b>	<b>33.33%</b>

**LAMPIRAN E**

Equipment Tag No : 01-XV-1241-A

Job Description : Maintenance

Equipment Location : Unit Ammonia

Measured by : Instrument 1

No	Start	Completion	Aktivitas	TBF		TTR (Hour)	TTF (Hour)	MTTF (Hour)	M
				Day	Hour				
1		1-Mar-06	Overhaul	0	0	0	0	26153	3.
2	5-Apr-06	5-Apr-06	Overhaul	35	840	4	836		
3	3-May-12	3-May-12	GANTI PURGING SYSTEM XV-1241 A/B/C	2220	53280	8	53272		
4	12-Feb-15	12-Feb-15	Overhaul	1015	24360	8	24352		

Equipment Tag No : 01-XV-1241-B

Job Description : Maintenance

Equipment Location : Unit Ammonia

Measured by : Instrument 1

No	Start	Completion	Aktivitas	TBF		TTR (Hour)	TTF (Hour)	M
				Day	Hour			
1		1-Mar-06	Overhaul		0		0	28
2	7-Nov-06	7-Nov-06	Service Overhaul	251	6024	6	6018	
3	5-Jan-12	5-Jan-12	REPAIR ACTUATOR XV- 1240 A/B	1885	45240	8	45232	
4	18-Nov-15	18-Nov-15	Overhaul sesuai IK-43-3008	1413	33912	6	33906	

Equipment Tag No : 01-PV-1018-A

Job Description : Maintenance

Equipment Location : Unit  
Ammonia

Measured by : Instrument 1

No	Start	Completion	Aktivitas	TBF		TTR (Hour)	TTF (Hour)	MTTF (Hour)
				Day	Hour			
1		1-Mar-06	Service -- Overhaul					23018.3 3
2	6-Apr-07	6-Apr-07	Service -- Overhaul	401	9624	8	9616	
3	16-Mar-11	16-Mar-11	Overhaul	1440	34560	5	34555	
4	16-Jan-14	16-Jan-14	Overhaul	1037	24888	4	24884	

Equipment Tag No : 01-PV-1018-B

Job Description : Maintenance

Equipment Location : Unit Ammonia

Measured by : Instrument 1

No	Start	Completion	Aktivitas	TBF		TTR (Hour)	TTF (Hour)	MTTF
				Day	Hour			
1		1-Mar-06	Overhaul					20720
2	4-May-07	4-May-07	Service -- Overhaul	429	10296	8	10288	
3	4-Jun-09	4-Jun-09	Service -- Overhaul	762	18288	8	18280	
4	4-Apr-13	4-Apr-13	Service -- Overhaul	1400	33600	8	33592	
5	19-Jan-14	19-Jan-14	Overhaul	290	6960	5	6955	

Equipment Tag No : 01-PV-1013

Job Description : Maintenance

Equipment Location : Unit Ammonia

Measured by : Instrument 1

No	Start	Completion	Aktivitas	TBF		
----	-------	------------	-----------	-----	--	--

				Day	Hour	TTR (Hour)	TTF (Hour)	
1		1-Mar-06	Overhaul					
2	5-May-06	5-May-06	Overhaul	65	1560	4	1556	
3	25-Nov-08	25-Nov-08	Service, test function % pengecatan	935	22440	5	22435	12
4	16-Jun-10	16-Jun-10	Repair V-Globe-8in-2500	568	13632	10	13622	
5	11-May-14	11-May-14	Isolasi line drain rusak	1425	34200	5	34195	

Equipment Tag No : 01-TV-1020

Job Description : Maintenance

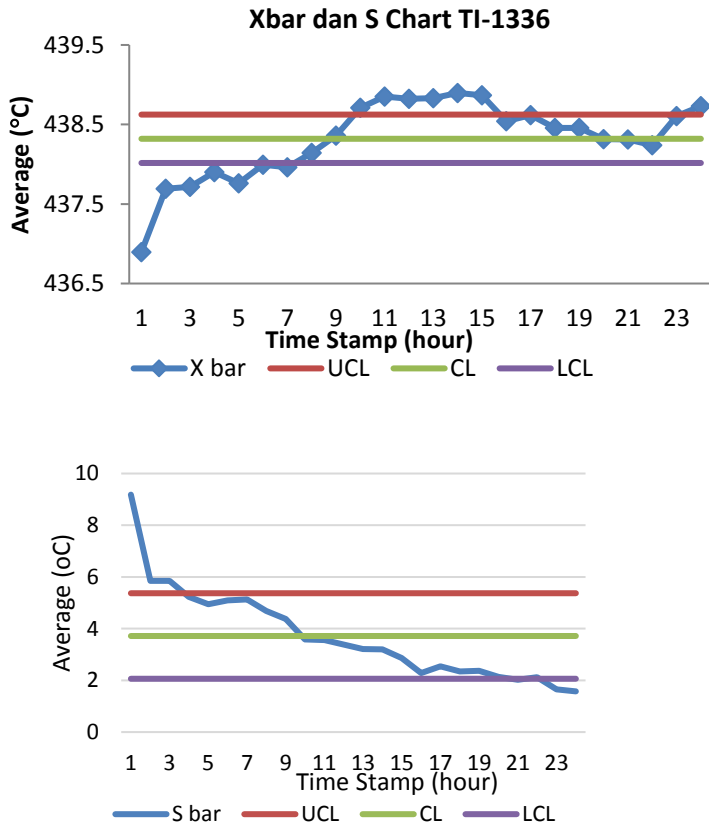
Equipment Location : Unit Ammonia

Measured by : Instrument 1

No	Start	Completion	Aktivitas	TBF		TTR (Hour)	TTF (Hour)	MTTF (Hour)	
				Day	Hour				
1		1-Mar-06	Overhaul					29682	
2	24-May-06	24-May-06	Overhaul	84	2016	8	2008		
3	3-Jan-12	16-Mar-11	Service -- Overhaul	2050	49200	5	49195		3.
4	10-Jul-15	16-Jan-14	Overhaul	1577	37848	4	37844		

## Lampiran D

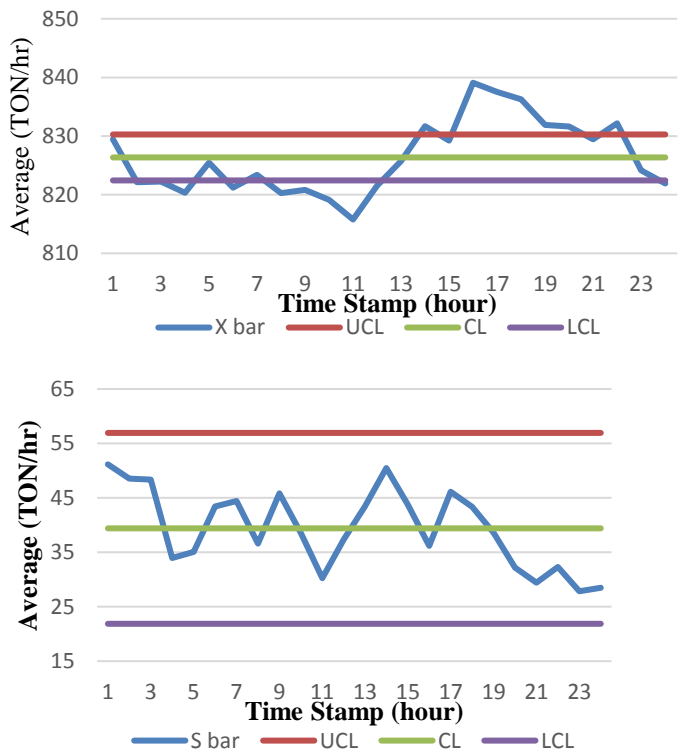
### D.1. Xbar dan S Chart TI-1336



TI-1336 adalah komponen instrument indicator yang mengukur temperatur uap keluaran *heat exchanger* yang akan dipanaskan pada *primary reformer*. Kecenderungan proses sangat dipengaruhi oleh lingkungan. Deviasi mencapai 1-2°C untuk jam operasi antara dini hari dan siang hari. Bahkan kecenderungan proses masih di luar rata-rata. Maka *guideword* dapat ditentukan untuk *High* dan *Low*.

D.2. Xbar dan S Chart FI-1030

Xbar dan S Chart FI-1030




Melalui plot grafik X-bar dan S untuk FI-1030 dapat diketahui kecenderungan *flow* dari *fuel gas* yang digunakan pada *burner* untuk melakukan pembakaran. Simpangan rata-rata sangat signifikan pada jam 12.00-19.00. konsumsi *fuel gas* oleh *burner* meningkat hingga  $\pm 20$  Ton/Hr. Namun untuk proses tersebut penyimpangan yang terjadi masih di ambang batas deviasi rata-rata tidak sampai melewati batas atas dan batas bawah proses. Sehingga *guideword* pada FI-1030 adalah *high* dan *low*.



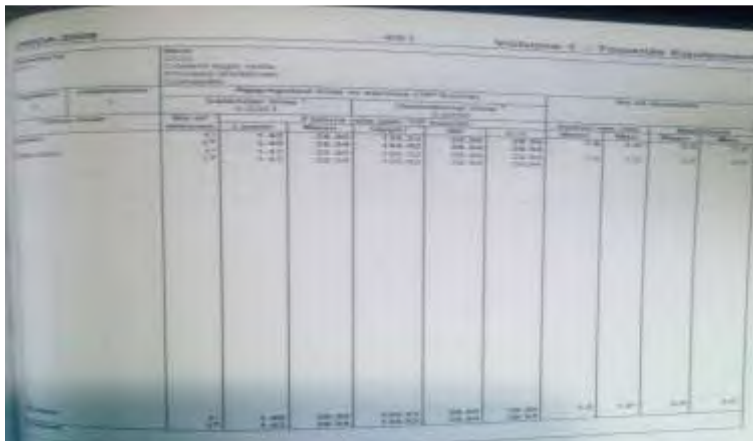
## Lampiran F

### F.1. Tabel Konstanta *Control Chart*

 Institute of Quality & Reliability

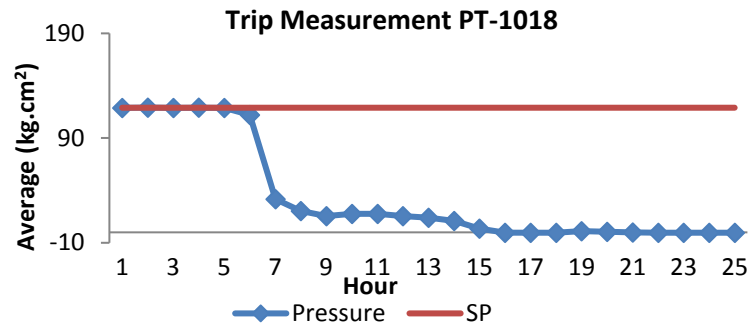
Tables of Constants for Control charts								
Table 8A - Variable Data						ref : AIAG manual for SPC		
X bar and R Charts						X bar and s charts		
Chart for Averages	Chart for Ranges (R)				Chart for Averages	Chart for Standard Deviation (s)		
	Control Limits Factor	Divisors to Estimate $\sigma_x$	Factors for Control Limits		Control Limits Factor	Divisors to estimate $\sigma_x$	Factors for Control Limits	
Subgroup size (n)	$A_2$	$d_2$	$D_3$	$D_4$	$A_3$	$c_4$	$B_3$	$B_4$
2	1.880	1.128	-	3.267	2.659	0.7979	-	3.267
3	1.023	1.693	-	2.574	1.954	0.8862	-	2.568
4	0.729	2.059	-	2.282	1.628	0.9213	-	2.266
5	0.577	2.326	-	2.114	1.427	0.9400	-	2.089
6	0.483	2.534	-	2.004	1.287	0.9515	0.030	1.970
7	0.419	2.704	0.076	1.924	1.182	0.9594	0.118	1.882
8	0.373	2.847	0.136	1.864	1.099	0.9650	0.185	1.815
9	0.337	2.970	0.184	1.816	1.032	0.9693	0.239	1.761
10	0.308	3.078	0.223	1.777	0.975	0.9727	0.284	1.716
15	0.223	3.472	0.347	1.653	0.789	0.9823	0.428	1.572
25	0.153	3.931	0.459	1.541	0.606	0.9896	0.565	1.435

### F.2 Tabel OREDA

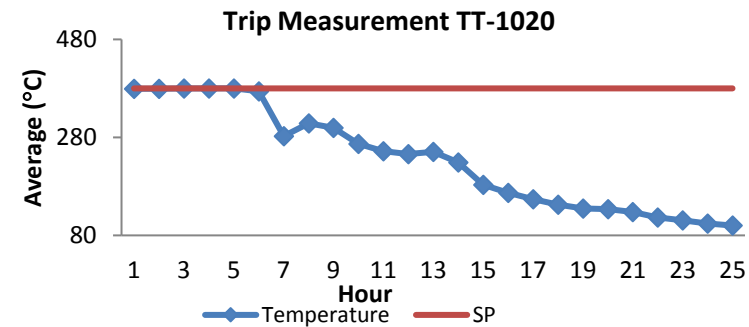


Lampiran H

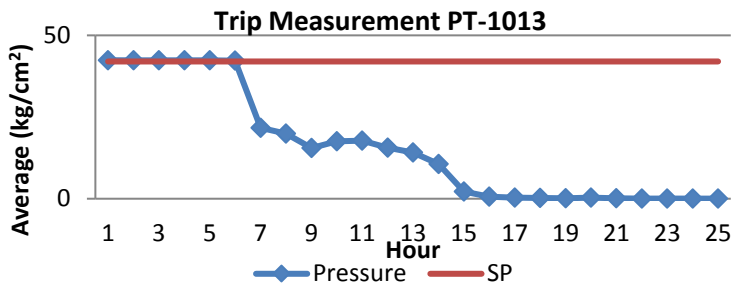
H.1. Transmitter PT-1018



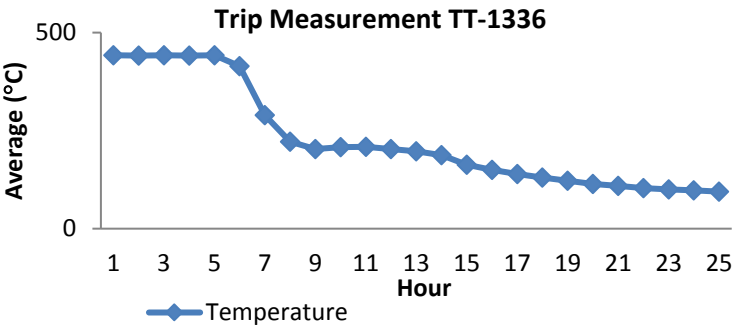
H.2. Transmitter TT-1020



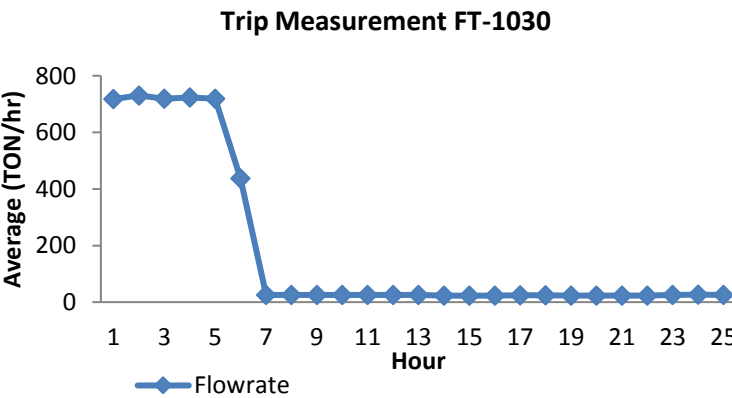
H.3. Transmitter PT-1013



H 4. Transmitter TT-1336 (Indicator)



H.5. Transmitter FT-1030 (Indicator)



## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

- a. Berdasarkan analisis bahaya dengan HAZOP diketahui komponen PT-1018 dan TT-1005 memiliki *risk ranking* 20 yang tergolong dalam kategori *high risk*. Sedangkan komponen PT-1013, TT-1020 termasuk dalam kategori *moderate*, dan komponen lainnya masuk kategori *low risk*. Resiko bahaya didapatkan dalam tiga kategori *risk ranking* yaitu 37,5 % untuk kategori *low* dan *medium* serta 25% untuk kategori *high*.
- b. Perhitungan nilai SIL yang telah dilakukan dengan metode LOPA menunjukkan angka SIL 0 untuk *loop* sistem yang mewakili jalannya proses kecuali pada TV-1020 yang bernilai NR (*Not Required*).
- c. Rekomendasi yang diberikan untuk meningkatkan nilai SIL atau reduksi resiko maka ditambahkan alarm HH LL pada (XV-1421-A & XV-1241-B), (PV-1018-A & PV-1018-B) dan PV-1013.

#### **5.2 Saran**

Dalam rangka pengembangan penelitian, saran yang perlu disampaikan dalam Laporan Tugas Akhir ini adalah:

- a. Dikembangkan penelitian untuk pengendalian ratio pada *superheater burner* 101BBS.
- b. Penerapan *preventive maintenance* akan sangat bermanfaat untuk mendeteksi lebih awal dari ketidaksesuaian jalannya proses yang disebabkan oleh kegagalan/kerusakan alat instrumentasi yang terpasang sehingga dapat mereduksi nilai *failure rate* dari seluruh komponen instrumentasi yang terpasang.

## DAFTAR PUSTAKA

- Costa, S., Pujanto, J., Biyanto, T., Musyafa', A., & Suprijanto, A. (2015). *Evaluation Safety Integrity Level Using Layer of Protection Analysis in Recycle Gas First Stage Cycle Compressor at PT. Pertamina Persero*. *Australian Journal of Basic and Applied Sciences*, 154.
- Goung, B. (2000). *Advanced Control Steam Superheat Temperature on a Utility Boiler*. *IEEE Research Journal*, Volume-3 Issue-2.
- Hari, S. (2014). *Analisis Hazard and Operability (HAZOP) untuk Deteksi Bahaya dan Manajemen Risiko pada Unit Boiler (B-6203) di Pabrik III PT. Petrokimia Gresik*. Gresik: Laporan Tugas Akhir Teknik Fisika.
- IEC-61882. (2001). *Hazard and Operability Studies (HAZOP Studies) - Application Guide*. Geneva: International Electrotechnical Commission.
- Johnson, R. (2010). *Beyond-Compliance Uses of HAZOP/LOPA Studies*. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 729.
- Lassen, C. A. (2008). *Layer of Protection Analysis (LOPA) for Determination of Safety Integrity Level (SIL)*. Snaroya: The Norwegian University of Science and Technology.
- Nugrahani, A. (2012). *Perancangan Safety Instrumented System pada Sistem Pengisian Bahan Bakar Pesawat di DPPU Pertamina Juanda*. Surabaya: Laporan Tugas Akhir Teknik Fisika ITS.
- Oakland, J. S. (2003). *Statistical Process Control*. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- PT. Petrokimia Gresik. (n.d.). *Bagian Ammonia Pabrik 1*. Gresik.
- U.S. Department of Energy. (2004). *DOE Handbook - Chemical Process Hazards Analysis*. Washington, D.C.: U.S. Department of Energy.

## BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Gresik pada tanggal 10 Juli 1993, merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Dalam riwayat pendidikannya penulis telah menamatkan pendidikan formal dari SDN Petrokimia Gresik, SMP Negeri 1 Gresik, SMA Negeri 1 Gresik, dan diterima melalui jalur SNMPTN di Jurusan Teknik Fisika ITS Surabaya tahun 2012. Saat masa studi, penulis aktif di UKM

Sepakbola ITS sebagai staf Futsal dan Sepakbola. Dalam tugas akhirnya penulis mengambil bidang minat Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol dengan tema study HAZOP dan SIL dengan metode Layer of Protection Analysis (LOPA) pada *superheat burner*.

Penulis memiliki hobi membaca, bermain Futsal, menonton film, dan berorganisasi. Penulis dapat dihubungi melalui email **hsanches.tf12@gmail.com**.